【美】Nicholas P.Chopey 主编

化工计算手册

（第三版）

Handbook of Chemical Engineering Calculations

(Third Edition)

朱开宏 译

中国石化出版社

为解决您的化学工程问题增加最大的精度

迅速并精确地解决化学工程问题是您的工作的关键，本书——McGraw-Hill出版公司的《化工计算手册》(*Handbook of Chemical Engineering Calculations*)是价值无法估量的资料库。

经过全面修订和扩充，本书第三版提供了进行各种化工计算的逐步求解方法和完整求解的例题，有助于您避免代价高昂的错误。

借助帮您通过手算或建立计算机程序解决问题的各种实用方法，这本权威的指导手册增加了以下三章新内容：

★生物技术　★水污染控制　★化工装置费用工程

而修改和更新的章节有：

★物理和化学性质　★流体和固体流动　★液体搅拌
★化学计量学　★传热　★粉碎
★化学平衡　★精馏　★吸收和气提
★反应动力学和反应器设计　★结晶　★大气污染控制
★过滤　★以及更多，更多

作为化学工程师不可缺少的工具，本手册将使您能取得事半功倍的效果。

责任编辑　任翠霞
封面设计　王国红
责任校对　张小宏

ISBN 7-80164-719-X

9 787801 647191 >

ISBN 7-80164-719-X/TQ·117
定　价：88.00元

化工计算手册

（第三版）

Handbook of Chemical Engineering Calculations

（Third Edition）

【美】NICHOLAS P. CHOPEY 主编

朱开宏 译

中国石化出版社

内 容 提 要

本书通过几百道例题说明了各种化工过程的计算方法。这些例题包括物性估算、相平衡和化学平衡计算、化工过程的物料衡算和能量衡算、各类单元操作(精馏、吸收、萃取、搅拌、结晶、过滤、粉碎等)的计算、化学反应器的设计、化工过程的污染控制，以及技术经济评价。所有例题均提供了详尽的数值计算步骤和完整的答案。

本书可供从事化工及相关领域实际工作的工程技术人员快速查阅，寻找解决工作中突然遇到的各类化工计算问题的方法，也可作为化工及相近专业的学生学习化工计算、化工设计等课程的参考书。

著作权合同登记 图字：01－2004－3487号

Handbook of Chemical Engineering Calculations(Third Edition)

Nicholas P. Chopey

Copyright © 2004, 1994, 1984 by The McGraw-Hill Companies, Inc. All rights reserved. Printed in the United States of America. Except as permitted under the United States Copyright Act of 1976, no part of this publication may be reproduced or distributed in any form or by any means, or stored in a data base or retrieval system, without the prior written permission of the publisher.

中文版权为中国石化出版社所有。版权所有，不得翻印。

图书在版编目(CIP)数据

化工计算手册：第三版/[美]肖佩(Chopey, N. P.)主编；朱开宏译．
—北京：中国石化出版社，2005
书名原文：Handbook of Chemical Engineering Calculations
ISBN 7－80164－719－X

Ⅰ.化… Ⅱ.①肖…②朱… Ⅲ.化工计算－技术手册
Ⅳ.TQ015－62

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2005)第 021403 号

中国石化出版社出版发行
地址：北京市东城区安定门外大街 58 号
邮编：100011 电话：(010)84271850
读者服务部电话：(010)84289974
http://www.sinopec-press.com
E-mail: press@sinopec.com.cn
北京精美实华图文制作中心排版
北京大地印刷厂印刷
新华书店北京发行所经销
*
787×1092 毫米 16 开本 34.75 印张 844 千字
2005 年 3 月第 1 版 2005 年 6 月第 1 次印刷
定价：88.00 元

撰 稿 人

Robert M. Baldwin，博士 教授，科罗拉多矿业学院，化学工程系，哥尔顿，科罗拉多（化学动力学和反应器设计）

James R. Beckman，博士 副教授兼副主席，亚利桑那州立大学，化学和材料工程系，坦普，亚利桑那（结晶）

Gerald D. Button，市场经理，罗氏制药公司，费城，宾夕法尼亚（其它化工计算中的离子交换）

David S. Dickey，博士 高级顾问，混合技术公司，代顿，俄亥俄（液体搅拌）

Robert L. Dream，博士 主任，制药和生物技术部，欧洲，洛克伍德－格林公司，桑莫瑟特，新泽西（生物技术）

Otto Frank，顾问（退休），空气产品和化学品公司，阿灵顿，宾夕法尼亚（精馏）

James H. Gray，博士 荣誉退休教授，科罗拉多矿业学院 化学和石油炼制工程系，哥尔顿，科罗拉多（化学计量学）

Michael S. Graboski，博士 研究教授，科罗拉多矿业学院，化学工程系，哥尔顿，科罗拉多（反应动力学和反应器设计）

Avinash Gupta，博士 高级主任化学工程师，雪佛龙－鲁姆斯环球公司，布路姆菲德，新泽西（物理和化学性质）

Wenfang Leu，博士 研究科学家，休斯顿大学，化学工程系，休斯顿，德克萨斯（过滤）

Kenneth J. Mcnulty，博士 研究开发部技术主任，科启膜系统公司，威敏顿，马萨诸塞（吸收和气提）

Paul E. Minton，主任工程师（退休），联合碳化物公司，南查尔斯顿，西弗吉尼亚（传热）

Edwards S. S. Morrison，高级工程师（退休），联合碳化物公司，休斯顿，德克萨斯（退休）

A. K. S. Murthy，博士 技术学会特别会员，BOC，莫瑞山，新泽西（相平衡）

E. Dendy Sloan，博士 教授，科罗拉多矿业学院，化学工程系，哥尔顿，科罗拉多（化学平衡）

Ross W. Smith，博士 教授，雷诺内华达大学，化学和冶金工程系，雷诺，内华达（粉碎）

Louis Theodore，博士 教授，曼哈顿学院，化学工程系，瑞富代尔，纽约（大气污染控制）

Frank M. Tiller，博士 荣誉退休教授，休斯顿大学，化学工程系，休斯顿，德克萨斯（过滤）

William Vatavuk，总裁，菲塔福克工程公司，杜亥姆，北卡罗莱纳（费用工程）

Frank H. Verhoff，博士 副总裁，美国技术公司，辛辛纳提，俄亥俄（萃取和沥取）

序

这本手册说明如何解决化工实践活动中经常会突然遇到的、与主要过程有关的问题。

本书(现为第三版)是极其成功的《工程计算标准手册》(*Standard Handbook of Engineering Calculations*)的派生产物。《工程计算标准手册》包含致力于各工程领域的独立章节，有关"化学工程"的一章内容相对较短。显而易见有必要出版一本完全集中于化学工程的类似手册。Tyler Hicks，上面提到的《工程计算标准手册》的编撰者是本书第一版的合编者，这有助于保证在运用形成标准手册特色的被普遍接受的方法方面的连续性。

这种方法由采用已求解的数值例题构成。除少数似乎特别适合采用引言的章节中的引言段落外，整本书全由已求解的例题组成。在每一章中，所选择的例题揭示了该章标题所包括的最重要的问题(除了对这种方法太复杂或难处理的问题)。在某些计算案例中，读者可借助计算器直接利用求解方法；在其它情况中，例题将提供执行计算机求解程序所需的对问题的理解。

第三版的主要变化是增加了新的三章：生物技术、费用工程和水污染控制。生物技术和费用工程这二章是专为本手册写的；水污染控制这章则以取自 Metcalf 和 Eddy 编写，McGraw-Hill 出版公司出版的权威手册《废水工程》(*Wastewater Engineering*)的有关例题为基础。除新增加的三章外，其余各章的内容也作了更新，其中大部分都包括了适当的新例题。

Nicholas P. Chopey

译者的话

诚如本书编者所言，本书主要用于解决化工实践活动中突然遇到的计算问题，因此本书主要是一本供匆忙的读者查阅的应急书。

为此，本书采用了一种相当独特的编写方式。除个别章节外，全书几乎没有关于基本概念阐述、公式推导之类的内容，而完全由各种化工过程计算问题的几百道典型例题组成，并提供了这些例题的详尽的数值求解步骤。这种编写方式不仅节省了篇幅，而且便于读者仿照例题的求解方法解决类似的计算问题。

本书涉及的内容相当广泛，虽然在翻译过程中曾就部分章节的译法请教过校内相关领域的专家，但限于译者的专业知识和英语水平，不妥甚至误译之处仍恐难完全避免，敬请读者不吝指正。

译者

2004 年 12 月于上海华理苑

目　录

第 1 章　物理和化学性质 …… (1)
1.1　摩尔气体常数 …… (1)
1.2　用经验关联式估算临界温度 …… (1)
1.3　用基团贡献法估算临界性质 …… (2)
1.4　REDLICH-KWONG 状态方程 …… (6)
1.5　气体混合物的 $P-V-T$ 性质 …… (7)
1.6　气体混合物的密度 …… (11)
1.7　液体密度的估算 …… (11)
1.8　理想气体热容的估算 …… (12)
1.9　实际气体的热容 …… (16)
1.10　液体的热容——普遍化关联式 …… (18)
1.11　理想气体的焓差 …… (20)
1.12　蒸发热的估算 …… (20)
1.13　蒸气压的预测 …… (22)
1.14　焓的估算——普遍化方法 …… (25)
1.15　与相变有关的熵 …… (28)
1.16　用热容计算绝对熵 …… (29)
1.17　等熵条件下的膨胀 …… (30)
1.18　逸度的计算 …… (32)
1.19　用 SCATCHARD-HILDBRAND 方程计算活度系数 …… (34)
1.20　活度系数关联式和液 – 液平衡数据 …… (38)
1.21　活度系数关联式和气 – 液平衡数据 …… (39)
1.22　汇聚压力气 – 液平衡 K 值 …… (41)
1.23　来自元素的生成热 …… (56)
1.24　标准反应热，标准自由能变化和平衡常数 …… (58)
1.25　由生成热计算标准反应热——水溶液 …… (59)
1.26　由燃烧热计算标准反应热 …… (60)
1.27　由燃烧热计算标准生成热 …… (61)
1.28　由溶解度数据计算吸收热 …… (62)
1.29　高温下液体粘度的估算 …… (62)
1.30　高压下非极性和极性气体的粘度 …… (63)
1.31　气体的热导率 …… (65)
1.32　液体的热导率 …… (65)
1.33　低压下二组分气体系统的扩散系数 …… (67)

1.34 纯液体表面张力的估算 …… (68)
参考文献 …… (68)

第2章 化学计量学 …… (70)
2.1 物料衡算——不涉及化学反应 …… (70)
2.2 物料衡算——涉及化学反应 …… (71)
2.3 物料衡算——不完全的组成或流率数据 …… (72)
2.4 关系元素在物料衡算计算中的应用 …… (73)
2.5 物料衡算——涉及化学反应和循环物流 …… (74)
2.6 物料衡算——涉及化学反应、循环物流和排放物流 …… (75)
2.7 能量衡算与物料衡算的应用 …… (76)
2.8 物料衡算——将循环物流和排放物流与反应选择性和转化率相联系 …… (77)
2.9 煤燃料在炉子中的燃烧 …… (80)
2.10 燃料油在炉子中的燃烧 …… (82)
2.11 天然气在炉子中的燃烧 …… (83)

第3章 相平衡 …… (87)
3.1 理想溶液性质的气-液平衡常数 …… (87)
3.2 纯液体的逸度 …… (88)
3.3 非理想气相混合物 …… (89)
3.4 非理想液相混合物 …… (90)
3.5 理想液相、非理想气相的 K 值 …… (92)
3.6 理想气相、非理想液相的 K 值 …… (92)
3.7 气-液平衡实验数据的热力学一致性 …… (93)
3.8 估算无限稀释活度系数 …… (95)
3.9 估算活度系数的 Wilson 方程模型参数 …… (95)
3.10 液相为理想时计算露点 …… (97)
3.11 气相为理想时计算泡点 …… (98)
3.12 气-液平衡的二元相图 …… (99)
3.13 多组分液-液平衡 …… (101)
3.14 等温闪蒸计算 …… (102)
参考文献 …… (103)

第4章 化学反应平衡 …… (105)
4.1 反应热 …… (105)
4.2 非常见化合物的生成热 …… (107)
4.3 反应的标准 Gibbs 自由能变化 …… (108)
4.4 平衡组成的估算 …… (109)
4.5 基于混合标准态的活度 …… (110)

4.6 温度和压力对平衡组成的影响 …… (111)
4.7 同时发生的已知化学反应的平衡组成 …… (112)
4.8 同时发生的未指明化学反应的平衡组成 …… (114)
4.9 非均相化学反应 …… (115)
4.10 计算反应转化率、选择性和产率 …… (116)
参考文献 …… (117)

第 5 章 反应动力学和反应器设计 …… (118)
5.1 由间歇反应器数据的积分分析确定速率表达式 …… (118)
5.2 由间歇反应器数据的微分分析确定速率表达式 …… (119)
5.3 求取绝热连续流动搅拌釜反应器的所需体积 …… (121)
5.4 计算等温活塞流反应器的大小 …… (124)
5.5 计算间歇反应器需要的反应时间 …… (126)
5.6 由连续流动搅拌釜反应器数据计算反应速率 …… (129)
5.7 催化剂的总表面积、活性表面积、孔隙率和平均孔径 …… (133)
5.8 搅拌釜反应器系统的大小确定和设计 …… (135)
5.9 由活塞流反应器数据确定反应速率表达式 …… (138)
5.10 反应 – 分离过程：最优循环选择方案和最小要求选择性 …… (141)
参考文献 …… (144)

第 6 章 流体和固体的流动 …… (145)
6.1 BERNOULLI 原理和连续性方程 …… (145)
6.2 流体的相对密度和粘度 …… (145)
6.3 层流时管内的压力损失 …… (146)
6.4 确定管内压力损失 …… (146)
6.5 复杂串联管路的当量长度 …… (152)
6.6 水力半径和管内的液体速度 …… (153)
6.7 各种材料水管内的摩擦压头损失 …… (153)
6.8 管道的相对输送能力 …… (155)
6.9 压缩空气和气体管道内的流率和压力损失 …… (155)
6.10 液体流动过程中部分充满管道的计算 …… (157)
6.11 处理悬浮固体时管内的摩擦损失 …… (158)
6.12 确定蒸汽管路的压力损失 …… (159)
6.13 适合过程应用的汽水分离器的选择 …… (163)
6.14 蒸汽管路的孔板流量计选择 …… (168)
6.15 用于蒸汽设施的压力调节阀的选择 …… (169)
6.16 用于水管路的减压阀的选择 …… (170)
6.17 离心泵的相似律和类似律 …… (172)
6.18 离心泵选择中的相似律和类似律 …… (172)

6.19 离心泵选择中的比速度考虑 …… (173)
6.20 选择离心泵的最佳操作速度 …… (176)
6.21 处理不含蒸气的液体时泵的总压头 …… (176)
6.22 任何泵送系统泵的选择 …… (179)
6.23 泵和系统特性曲线的分析 …… (186)
6.24 热液体泵的净正吸入头 …… (191)
6.25 离心泵的最小安全流量 …… (193)
6.26 选择处理粘稠液体的离心泵 …… (193)
6.27 液体粘度对再生泵性能的影响 …… (196)
6.28 液体粘度对往复泵性能的影响 …… (197)
6.29 粘度和溶解气体对旋转泵的影响 …… (197)
6.30 选择强制和诱导排风机 …… (199)
6.31 从能力表选择电厂排风机 …… (201)
6.32 最经济风机控制的确定 …… (203)
6.33 高真空系统真空泵的选择 …… (205)
6.34 真空系统的泵送速度和管道尺寸 …… (207)
6.35 粒状物料提升机和输送机的选择 …… (208)
6.36 螺旋输送机的输入功率和输送量 …… (211)
参考文献 …… (213)

第 7 章 传热 …… (214)
7.1 确定辐射防护 …… (214)
7.2 黑表面盒内的辐射换热 …… (215)
7.3 阳光的热量对储罐的影响 …… (219)
7.4 未绝热表面到大气的热损失 …… (221)
7.5 绝热表面到大气的热损失 …… (222)
7.6 掩埋管线的热损失 …… (223)
7.7 非定态的热传导：冷却时间 …… (223)
7.8 非定态的热传导：温度 …… (224)
7.9 非定态的热传导：温度分布 …… (224)
7.10 带式冷却器的热传导 …… (227)
7.11 确定带式冷却器的尺寸 …… (227)
7.12 间歇加热：内蛇管，等温加热介质 …… (228)
7.13 间歇冷却：内蛇管，非等温冷却介质 …… (229)
7.14 间歇冷却：外换热器(逆流)，非等温冷却介质 …… (229)
7.15 间歇冷却：外换热器(1－2 多程)，非等温冷却介质 …… (230)
7.16 搅拌容器内的传热 …… (232)
7.17 自然对流传热 …… (233)
7.18 管内流体流动的传热系数：强制对流，显热 …… (234)

7.19 蛇管内流动流体的传热系数 …… (235)
7.20 通过管束的流体流动的传热系数：强制对流，显热 …… (236)
7.21 换热器的平均温差 …… (238)
7.22 列管式换热器的总传热系数 …… (241)
7.23 逆流换热器的出口温度 …… (244)
7.24 1－2 多程换热器的出口温度 …… (245)
7.25 垂直管的冷凝 …… (247)
7.26 水平管内的冷凝 …… (250)
7.27 水平管外的冷凝 …… (254)
7.28 存在不凝性气体时的冷凝 …… (257)
7.29 有上流蒸气冷凝器的最大蒸气速度 …… (260)
7.30 泡核沸腾传热 …… (260)
7.31 达到泡核沸腾的最小温差 …… (262)
7.32 釜式再沸器的最大热通量 …… (263)
7.33 用裸管的套管换热器 …… (264)
7.34 用纵向翅片管的套管换热器 …… (265)
7.35 低翅片管传热 …… (267)
7.36 翅片管束传热 …… (270)
7.37 空冷换热器 …… (272)
7.38 管内流动的压降：单相流体 …… (275)
7.39 管内流动的压降：两相流体 …… (278)
7.40 通过管束流动的压降：单相流体 …… (280)
7.41 通过管束流动的压降：两相流体 …… (285)
7.42 冷凝器－过冷器试验数据 …… (288)
7.43 换热器网络化 …… (291)
参考文献 …… (294)

第 8 章 精馏 …… (296)
8.1 平衡级的计算 …… (296)
8.2 精馏塔板选择和设计 …… (303)
8.3 塔效率 …… (311)
8.4 填料塔设计 …… (313)
8.5 间歇精馏 …… (316)
8.6 间歇塔设计 …… (317)
8.7 整个塔的选择和设计 …… (322)

第 9 章 萃取和沥取 …… (327)
9.1 多级逆流液－液萃取 …… (327)
9.2 多级逆流沥取 …… (330)

第 10 章 结晶 …… (335)
10.1 冷却产生无水盐固相 …… (335)
10.2 沸腾产生无水盐固相 …… (336)
10.3 冷却产生水合盐固相 …… (336)
10.4 沸腾产生水合盐固相 …… (338)
10.5 结晶分离苯和萘 …… (339)
10.6 已知晶体大小分布(CSD)的分析 …… (341)
10.7 淤浆样品的晶体大小分布 …… (342)
10.8 加晶种结晶器产物的晶体大小分布 …… (344)
10.9 混合悬浮 - 混合产物排除结晶器的数据分析 …… (345)
10.10 产物筛分效率 …… (347)
参考文献 …… (348)

第 11 章 吸收和气提 …… (349)
11.1 填料塔的流体力学设计 …… (349)
11.2 填料塔的流体力学评价 …… (353)
11.3 用直平衡线和操作线确定吸收所需的填料高度 …… (353)
11.4 用直平衡线和操作线确定气提所需的填料高度 …… (358)
11.5 用平衡曲线和操作曲线确定吸收所需的填料高度 …… (361)
11.6 用模型系统的数据确定空气气提的传质单元高度(*HTU*) …… (365)
11.7 存在实际瞬间不可逆化学反应时吸收所需的填料高度 …… (366)

第 12 章 液体搅拌 …… (369)
12.1 使搅拌器叶轮旋转所需的功率 …… (369)
12.2 设计混合二种液体的搅拌器 …… (371)
12.3 达到均匀混合所需的时间 …… (375)
12.4 搅拌槽内的传热 …… (377)
12.5 搅拌固体悬浮系统的放大 …… (378)
12.6 气体分散的搅拌器设计 …… (380)
12.7 涡轮搅拌器轴的设计 …… (382)
12.8 由搅拌器功率确定粘度 …… (385)
12.9 液体搅拌器的非几何相似放大 …… (388)
参考文献 …… (394)

第 13 章 粉碎 …… (395)
13.1 粉碎或磨碎物料的颗粒大小分布 …… (395)
13.2 由间歇球磨试验获得的破碎和选择函数 …… (396)
13.3 由进料数据预测产品颗粒大小分布 …… (398)
13.4 闭路研磨的物料衡算 …… (399)

13.5　功耗指数计算 …… (400)
13.6　作为功耗指数函数的研磨功率消耗 …… (400)
13.7　球磨机操作参数 …… (401)
13.8　研磨介质的最大尺寸 …… (401)
13.9　研磨机牵引功率 …… (402)
13.10　闭路研磨系统的水需求 …… (402)
参考文献 …… (404)

第 14 章　过滤 …… (405)
14.1　过滤计算基础 …… (405)
14.2　恒压过滤 …… (406)
14.3　离心泵过滤 …… (410)
14.4　滤饼洗涤 …… (413)
14.5　回转真空鼓过滤机 …… (416)
14.6　回转真空鼓过滤机的设计 …… (419)
14.7　颗粒床过滤机的压降和比沉积率 …… (421)
参考文献 …… (424)

第 15 章　大气污染控制 …… (425)
15.1　粒子沉降室的效率 …… (425)
15.2　旋风分离器的效率 …… (427)
15.3　确定静电沉降器的大小 …… (428)
15.4　文丘里洗涤操作的效率 …… (429)
15.5　袋滤器系统的选择 …… (430)
15.6　为有气味的蒸汽确定冷凝器大小 …… (431)
15.7　挥发性有机化合物吸附器所用吸附剂的数量 …… (432)
15.8　加力燃烧室的性能 …… (433)
15.9　气体清洁吸收器大小的初步确定 …… (435)
15.10　估计意外排放的危害距离 …… (436)
15.11　按未燃可燃性气体的着地浓度 …… (436)
参考文献 …… (437)

第 16 章　水污染控制 …… (438)
16.1　固体数据分析 …… (438)
16.2　气体浓度单位的转换 …… (439)
16.3　氧在水中的饱和浓度 …… (439)
16.4　由实验室数据确定生物化学需氧量(BOD) …… (440)
16.5　理论需氧量(ThOD)的计算 …… (440)
16.6　BOD 持续不变的质量负荷值的开发 …… (441)

16.7 粗筛中压头损失的构成 …… (443)
16.8 流率均化体积要求的确定和对 BOD 质量负荷值的影响 …… (444)
16.9 废水絮凝器的功率需求和搅拌面积 …… (448)
16.10 活性淤泥沉淀槽大小的确定 …… (448)
16.11 活性淤泥工艺中苯的气提 …… (450)
16.12 由未处理废水的化学沉淀估计淤泥体积 …… (452)
16.13 脱除磷酸盐用明矾剂量的确定 …… (453)
16.14 根据初级沉淀槽中磷酸盐和石灰的化学沉淀估计淤泥体积 …… (454)
16.15 反应势的确定 …… (457)
16.16 实测的生物体生成量和氧消耗量 …… (458)
16.17 生物体量和固体量的确定 …… (459)
16.18 预测厌氧反应器产生的甲烷 …… (460)
16.19 废水特性评价 …… (461)
16.20 用 NRC 方程确定滴流过滤器的大小 …… (463)
16.21 过滤介质尺寸的确定 …… (464)
16.22 去矿物质所需膜面积的确定 …… (465)
16.23 电渗析的面积和功率需求 …… (466)
16.24 活性炭吸附数据的分析 …… (467)
16.25 估计典型二次污水所需臭氧剂量 …… (468)
16.26 紫外线消毒系统的设计 …… (470)
16.27 污水组成的估计 …… (471)
16.28 设计组合的用于原生和废活性污泥的重力增稠器 …… (473)
16.29 带式压滤机设计 …… (474)
参考文献 …… (476)

第 17 章 生物技术 …… (477)
17.1 确定接种某生物反应所需的实验室反应器的尺寸 …… (477)
17.2 估计生物反应器杀菌所需的保持时间 …… (477)
17.3 确定杀菌器需要的容积 …… (479)
17.4 求取水中溶解氧的传质系数 …… (480)
17.5 对水中氧的扩散系数进行估计并评估其结果 …… (480)
17.6 计算喷射生化反应器的参数 …… (481)
17.7 确定用于蛋白质溶液微过滤的过滤器的尺寸 …… (483)
17.8 估计从肉汤中除去细菌的 Westfalia 分离器的能力 …… (485)
参考文献 …… (486)

第 18 章 费用工程 …… (488)
18.1 利用放大因子估计装置资本费用 …… (490)
18.2 资本和年度费用的升降 …… (490)

18.3 单元操作总投资 …… (492)
18.4 过程年度费用 …… (495)
18.5 净现值(NPW)分析 …… (496)
18.6 内部收益率(IRR)分析 …… (498)
18.7 当量均匀年度收益(EUAR)分析 …… (499)
18.8 评价投资备选方案 …… (500)
参考文献 …… (501)

第 19 章 其它化工计算 …… (502)
19.1 蒸汽 Mollier 图和蒸汽表的应用 …… (502)
19.2 蒸汽表数值的内插 …… (504)
19.3 等压蒸汽过程 …… (506)
19.4 等容蒸汽过程 …… (508)
19.5 等温蒸汽过程 …… (509)
19.6 等熵蒸汽过程 …… (511)
19.7 蒸汽的不可逆绝热膨胀 …… (512)
19.8 不可逆绝热蒸汽压缩 …… (513)
19.9 蒸汽和水的节流过程 …… (515)
19.10 湿度图的应用 …… (516)
19.11 冷却塔的排污和补充要求 …… (518)
19.12 水软化器选择和分析 …… (519)
19.13 水的完全去离子化 …… (520)
19.14 已知热负荷的冷却池容积 …… (523)
19.15 过程温度控制分析 …… (524)
19.16 过程控制的控制阀选择 …… (525)
19.17 控制阀的特性和可控范围 …… (527)
19.18 控制器选择中的气蚀、次临界和临界流动考虑 …… (528)
19.19 固体的间接干燥 …… (530)
19.20 固体的真空干燥 …… (533)
19.21 水的热力学和传递性质估算 …… (534)
19.22 评价容器吊耳的适用性 …… (536)

第 1 章　物理和化学性质

Avinash Gupta 博士
高级主任化学工程师
雪佛龙 – 鲁姆斯环球公司
布路姆菲德，新泽西

1.1　摩尔气体常数

计算采用下列单位的摩尔气体常数 R：

a.(atm)(cm^3)/(g·mol)(K)

b.(psia)(ft^3)/(lb·mol)(°R)

c.(atm)(ft^3)/(lb·mol)(K)

d. kWh/(lb·mol)(°R)

e. hp·h/(lb·mol)(°R)

f.(kPa)(m^3)/(kg·mol)(K)

g.cal/(g·mol)(K)

【计算步骤】

1. 假定基准　假定气体处于标准状态，即 1atm(101.3kPa)和 0℃(273K 或 492°R)下的 1g·mol气体占有 22.4L 体积。

2. 计算气体常数　利用适当的转换因子并获得不同单位的气体常数。利用 $PV = RT$；即 $R = PV/T$。于是，

a. R = (1atm)[22.4L/(g·mol)](1000cm^3/L)/ 273K = 82.05(atm)(cm^3)/(g·mol)(K)

b. R = (14.7psia)[359ft^3/(lb·mol)]/492°R = 10.73(psia)(ft^3)/(lb·mol)(°R)

c. R = (1atm)[359ft^3/(lb·mol)]/273K = 1.315(atm)(ft^3)/(lb·mol)(K)

d. R = [10.73(psia)(ft^3)/(lb·mol)(°R)](144in^2/ft^2)[3.77×10^{-7}kWh/(ft·lbf)]
$= 5.83 \times 10^{-4}$kWh/(lb·mol)(°R)

e. R = [5.83×10^{-4}kWh/(lb·mol)(°R)](1/0.746hp·h/ kWh) = 7.82×10^{-4}hp·h/(lb·mol)(°R)

f. R = (101.325kPa/atm)[22.4L/(g·mol)][1000g·mol /(kg·mol)]/(273K) (1000L/m^3)
$= 8.31$(kPa)(m^3)/(kg·mol)(K)

g. R = [7.82×10^{-4}hp·h/ (lb·mol)(°R)][6.4162×10^5cal/(hp·h)][1/453.6lb·mol/(g·mol)]
(1.8°R/K) = 1.99cal/(g·mol)(K)

1.2　用经验关联式估算临界温度

用 Nokay 经验关联式预测(a)正二十烷、(b)1 – 丁烯和(c)苯的临界温度。Nokay 关联式为

$$\lg T_c = A + B\lg SG + C\lg T_b$$

式中 T_c 是以开尔文温度表示的临界温度，T_b 是以开尔文温度表示的常压沸点，和 SG 是60°F下的液态烃相对于同温度水的相对密度。至于 A、B 和 C 是表 1.1 所列的关联常数。

表 1.1 Nokay 方程的关联常数

化合物族	A	B	C
烷 烃	1.359397	0.436843	0.562244
环烷烃	0.658122	−0.071646	0.811961
烯 烃	1.095340	0.277495	0.655628
炔 烃	0.746733	0.303809	0.799872
二烯烃	0.147578	−0.396178	0.994809
芳 烃	1.057019	0.227320	0.669286

【计算步骤】

1. 获得常压沸点和相对密度 从例如 Reid、Prausnitz 和 Sherwood 的著作[1]获得这三种化合物的 T_b 和 SG。这些数值是(a)对正二十烷($C_{20}H_{42}$)，$T_b = 617K$ 和 $SG = 0.775$；(b)对1－丁烯(C_4H_8)，$T_b = 266.9K$ 和 $SG = 0.595$；和(c)对苯(C_6H_6)，$T_b = 353.3K$ 和 $SG = 0.885$。

2. 利用表 1.1 中的适当常数计算临界温度 于是，(a)对正二十烷：

$$\lg T_c = 1.359397 + 0.436843\lg 0.775 + 0.562244\lg 617 = 2.87986$$

所以 $T_c = 758.3K(905°F)$。(b)对 1－丁烯：

$$\lg T_c = 1.095340 + 0.277495\lg 0.595 + 0.655628\lg 266.9 = 2.62355$$

所以 $T_c = 420.3K(297°F)$。(c)对苯：

$$\lg T_c = 1.057019 + 0.22732\lg 0.885 + 0.669286\lg 353.3 = 2.75039$$

所以 $T_c = 562.8K(553°F)$。

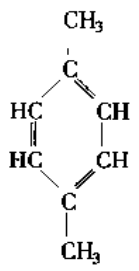
相关计算 本法可用于估算含如表 1.1 所示的一族化合物的多种烃的临界温度。对 $C_1 \sim C_{20}$的烷烃和 $C_3 \sim C_{14}$的各种其它烃检验本方程表明平均和最大偏差分别为 6.5 和 35°F(3.6 和 19K)左右。

1.3 用基团贡献法估算临界性质

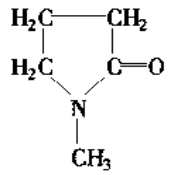
用 Lydersen 的基团贡献法估计对二甲苯和 N－甲基－2－吡咯烷酮的临界性质。

【计算步骤】

1. 获得分子结构、常压沸点和相对分子质量 M_W 从手册查得，对于对二甲苯(C_8H_{10})，$M_W = 106.16$，$T_b = 412.3K$，结构式为：



对 N－甲基－2－吡咯烷酮(C_5H_9NO)，$M_W = 99.1$，$T_b = 475.0K$，结构式为：



2. 对由表 1.2 中查得的各性质增量的结构贡献进行加和　计算可按下表所列完成，表中 N 代表各种基团的数目。

对于对二甲苯：

基团类型	N	ΔT	ΔP	ΔV	$(N)(\Delta T)$	$(N)(\Delta P)$	$(N)(\Delta V)$
—CH_3(非环)	2	0.020	0.227	55	0.04	0.454	110
—C═ (环)	2	0.011	0.154	36	0.022	0.308	72
HC═ (环)	4	0.011	0.154	37	0.044	0.616	148
总　计					0.106	1.378	330

对 N – 甲基 – 2 – 吡咯烷酮：

基团类型	N	ΔT	ΔP	ΔV	$(N)(\Delta T)$	$(N)(\Delta P)$	$(N)(\Delta V)$
—CH_3(非环)	1	0.020	0.227	55	0.020	0.227	55
—CH_2—(环)	3	0.013	0.184	44.5	0.039	0.552	133.5
C═O (环)	1	0.033	0.2	50	0.033	0.20	50
—N—(环)	1	0.007	0.13	32	0.007	0.13	32
总　计					0.099	1.109	270.5

3. 计算临界性质　公式为

$$T_c = T_b\{[(0.567) + \sum(N)(\Delta T)] - [\sum(N)(\Delta T)]^2\}^{-1}$$

$$P_c = M_W[0.34 + (N)(\Delta P)]^{-2}$$

$$V_c = [40 + (N)(\Delta V)]$$

$$Z_c = P_c V_c / RT_c$$

式中 T_c、P_c、V_c 和 Z_c 分别为临界温度、临界压力、临界体积和临界压缩因子。于是，对于对二甲苯：

$$T_c = 412.3[0.567 + 0.106 - (0.106)^2]^{-1}$$

$$= 623.0\text{K}(661.8°\text{F})(\text{文献值为 } 616.2\text{K})$$

$$P_c = 106.16(0.34 + 1.378)^{-2} = 35.97\text{atm}(3644\text{kPa})\ (\text{文献值为 } 34.7\text{atm})$$

$$V_c = 40 + 330 = 370\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})[5.93\text{ft}^3/(\text{lb}\cdot\text{mol})][\text{文献值为 } 379\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})]$$

而因为 $R = 82.06(\text{atm})(\text{cm}^3)/(\text{g}\cdot\text{mol})(\text{K})$

$$Z_c = (35.97 \times 370)/(82.06 \times 623) = 0.26$$

对 N – 甲基 – 2 – 吡咯烷酮：

$$T_c = 475[0.567 + 0.099 - (0.099)^2]^{-1} = 723.9\text{K}(843°\text{F})$$

$$P_c = 99.1(0.34 + 1.109)^{-2} = 47.2\text{atm}(4780\text{kPa})$$

$$V_c = 40 + 270.5 = 310.5\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})[4.98\text{ft}^3/(\text{lb}\cdot\text{mol})]$$

$$Z_c = (47.2 \times 310.5)/(82.06 \times 723.9) = 0.247$$

相关计算 实测临界性质和用其它几种方法估计的临界性质的广泛比较已经证明 Lydersen 的基团贡献法是最精确的。只要结构式已知，一般来说，这种方法对烃类和其它有机化合物都比较容易使用。不同于 Nokay 关联式(见例 1.2)，这种方法可方便的用于含一种以上烃族特性的烃，例如有烯烃侧链的芳香烃。但是，Lydersen 法的缺点是它不能区分结构类似的异构体，例如 2,3－二甲基戊烷和 2,4－二甲基戊烷。

根据对 $C_1 \sim C_{20}$的烷烃和 $C_3 \sim C_{14}$的各种其它烃的检验，临界压力与实验数据的平均偏差是 18lb/in^2(124kPa)，而最大偏差约为 70lb/in^2(483kPa)。一般来说，这种关联方法对不饱和化合物的精度比饱和化合物差。至于临界温度，误差通常小于 2%；对相对分子质量较大(例如 7100)的非极性物质误差可能高达 5%。当这种方法用于含多功能极性基团的物质时，本法的精度不确定。

表 1.2 临界性质增量——Lydersen 结构贡献法

符　号	ΔT	ΔP	ΔV
非环增量			
—CH_3	0.020	0.227	55
—CH_2—	0.020	0.227	55
—CH<	0.012	0.210	51
—C<	0.00	0.210	41
$=CH_2$	0.018	0.198	45
=CH—	0.018	0.198	45
=C<	0.0	0.198	36
=C=	0.0	0.198	36
≡CH	0.005	0.153	(36)
≡C—	0.005	0.153	(36)
环增量			
—CH_2—	0.013	0.184	44.5
—CH<	0.012	0.192	46
—C<	(－0.007)	(0.154)	(31)
=CH—	0.011	0.154	37
=C<	0.011	0.154	36
=C=	0.011	0.154	36
卤素增量			
—F	0.018	0.221	18
—Cl	0.017	0.320	49
—Br	0.010	(0.50)	(70)
—I	0.012	(0.83)	(95)

续表

符　　号	ΔT	ΔP	ΔV
氧增量			
—OH（醇）	0.082	0.06	(18)
—OH（酚）	0.031	(−0.02)	(3)
—O—（非环）	0.021	0.16	20
—O—（环）	(0.014)	(0.12)	(8)
$-\overset{\vert}{C}=O$（非环）	0.040	0.29	60
$-\overset{\vert}{C}=O$（环）	(0.033)	(0.2)	(50)
$HC(\vert)=O$（醛）	0.048	0.33	73
—COOH（酸）	0.085	(0.4)	80
—COO—（酯）	0.047	0.47	80
=O（上述结合以外）	(0.02)	(0.12)	(11)
氮增量			
$-NH_2$	0.031	0.095	28
$-NH(\vert)$（非环）	0.031	0.135	(37)
$-NH(\vert)$（环）	(0.024)	(0.09)	(27)
$-N(\vert)$（非环）	0.014	0.17	(42)
$-N(\vert)-$（环）	(0.007)	(0.13)	(32)
—CN	(0.060)	(0.36)	(80)
$-NO_2$	(0.055)	(0.42)	(78)
硫增量			
SH	0.015	0.27	55
—S（非环）	0.015	0.27	55
—S—（环）	(0.008)	(0.24)	(45)
=S	(0.003)	(0.24)	(47)
杂原子			
$-\overset{\vert}{Si}-$	0.03	(0.54)	
$-B(\vert)-$	(0.03)		

注：没有氢的增量。所有表示为游离的键均与氢以外的原子连接。括号内的数据由于依据的实验数据太少不太可靠。

来源：A. L. Lydersen, U. of Wisconsin Eng. Exp. Station, 1955.

1.4 REDLICH-KWONG 状态方程

用 Redlich-Kwong 状态方程估算异丙醇蒸气在 10atm(1013kPa)和 473K(392℉)时的摩尔体积。对异丙醇用 508.2K 作为其临界温度 T_c，50atm 作为其临界压力 P_c。Redlich-Kwong 方程为

$$P = RT/(V-b) - a/T^{0.5}V(V-b)$$

式中 P 为压力，T 为热力学温度，V 为摩尔体积，R 为气体常数，而 a 和 b 为由下二式给出的状态方程的常数

$$a = 0.4278R^2T_c^{2.5}/P_c \quad 和 \quad b = 0.0867RT_c/P_c$$

当临界温度是绝对温度，临界压力是大气压时，R 取 82.05(atm)(cm^3)/(g·mol)(K)。

在另一种可供选择的形式中，Redlich-Kwong 方程被写成

$$Z = 1/(1-h) - (A/B)[h/(1+h)]$$

$h = b/V = BP/Z$，$B = b/RT$，$A/B = a/bRT^{1.5}$，Z 为压缩因子，等于 PV/RT。

【计算步骤】

1. 计算压缩因子 Z 因为方程未表示成 Z 的显式，用迭代法进行求解。第一次试差，假设 $Z = 0.9$；因此

$$h = \frac{0.0867(P/P_c)}{Z(T/T_c)} = \frac{0.087(10/50)}{0.9(473/508.2)} = 0.0208$$

将 A/B 的普遍化表示式代入 Redlich-Kwong 方程

$$Z = \frac{1}{1-h} - \left[\frac{(0.4278R^2T_c^{2.5}/P_c)}{(0.0867RT_c/P_c)(RT^{1.5})}\right]\left(\frac{h}{1+h}\right)$$

$$= \frac{1}{1-h} - (4.9343)(T_c/T)^{1.5}\left(\frac{h}{1+h}\right)$$

$$= \frac{1}{1-0.0208} - \left[(4.9343)\left(\frac{508.2}{473}\right)^{1.5}\right]\left[\frac{0.0208}{1+0.0208}\right]$$

$$= 0.910$$

然后假设 $Z = 0.91$ 进行第二次试差；因此

$$h = \frac{0.0867(10/50)}{0.91(473/508.2)} = 0.0205$$

和

$$Z = \frac{1}{1-0.0205} - (4.9343)(508.2/473)^{1.5}\frac{0.0205}{1+0.0205} = 0.911$$

这已足够接近。

2. 计算摩尔体积 根据 Z 的定义

$$V = ZRT/P$$

$$= 0.911 \times 82.05 \times 473/10$$

$$= 3535.6cm^3/(g \cdot mol)[3.356m^3/(kg \cdot mol) 或 56.7\ ft^3/(lb \cdot mol)]$$

相关计算 此二常数 Redlich-Kwong 方程被广泛用于工程计算并享有盛誉。

Redlich-Kwong 状态方程的许多修正形式，已由如 Wilson、Barnes-King、Soave 和 Peng-Robinson 等提出，并在 Reid 等[1]的著作中进行了讨论。该状态方程中的常数可由方程与 $P-V-T$ 实验数据的最小二乘拟合获得。但是，这类数据往往难以获得。在这种情况下，将如本例所示，根据临界性质估计这些常数。

1.5　气体混合物的 $P-V-T$ 性质

25℃(298K)和 120atm(12162kPa)下的气体混合物按摩尔计含 3%氮、40%氩和 57%乙烯。用下列方法计算每摩尔混合物的体积：(a)理想气体定律；(b)根据虚拟对比状态的压缩因子(Kay 氏法)；(c)平均压缩因子和 Dalton 定律；(d)van der Waal 方程和 Dalton 定律；(e)以平均常数为基础的 van der Waal 方程。

【计算步骤】

1. 用理想气体定律求体积　根据定义，$V=RT/P$，式中 V 为摩尔体积，T 为热力学温度，R 为气体常数和 P 为压力。那么

$$V=[82.05(\text{cm}^3)(\text{atm})/(\text{g}\cdot\text{mol})(\text{K})]298\text{K}/120\text{atm}=203.8\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

2. 用 Kay 氏法计算体积　在本法中 V 用方程 $V=ZRT/P$ 求取，式中压缩因子 Z 是根据虚拟临界常数计算的，而虚拟临界常数是根据纯化合物的临界常数按摩尔分数加权平均计算的。于是 $T_c'=\sum Y_iT_{ci}$，P_c' 和 Z_c' 可用类似方法计算，式中下标 c 表示临界的，“′”表示虚拟的，下标 i 指第 i 个组分，而 Y 是摩尔分数。然后可按下表进行计算：

组分，i	Y_i	T_{ci}/K	Y_iT_{ci}/K	P_{ci}/atm	Y_iP_{ci}/atm	Z_{ci}	Y_iZ_{ci}
He	0.03	5.2	0.16	2.24	0.07	0.301	0.009
A	0.40	150.7	60.28	48.00	19.20	0.291	0.116
C_2H_4	0.57	283.0	161.3	50.50	28.79	0.276	0.157
$\Sigma=$	1.00		221.75		48.06		0.282

那么，对比温度 $T_r=T/T_c'=298/221.75=1.34$，而对比压力 $P_r=P/P_c'=120/48.06=2.50$。现在 $Z_c'=0.282$。查阅分别对应于 Z_c' 值为 0.27 和 0.29 的图 1.2 和图 1.3 中的普遍化压缩因子标绘。图 1.2 查得 $Z=0.71$，而图 1.3 查得 $Z=0.69$。然后进行线性内插，对本案例查得 $Z=0.70$。因此，混合物体积为

$$V=ZRT/P=(0.70\times82.05\times298)/120=138.8\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

3. 用平均压缩因子和 Dalton 定律计算体积　Dalton 定律指出气体混合物施加的总压等于分压之和。在应用这种方法时，假定混合物中某组分的分压等于其摩尔分数与总压的乘积。于是这种方法由以下步骤组成：计算每一组分的分压、计算对比压力和对比温度、求取每一组分对应的压缩因子(由手册中常规的压缩因子图查得)和然后对这些压缩因子进行摩尔分数加权平均并用此平均值计算 V。利用步骤 2 表格中的临界性质，这些计算可用如下表格完成：

组分/i	Y_i	分压($p_i=PY_i$)	对比压力(p_r/P_{ci})	对比温度(T_r/T_{ci})	压缩因子(Z_i)	Z_iY_i
氦	0.03	3.6	1.61	57.3	1.000	0.030
氩	0.40	48.0	1.00	1.98	0.998	0.399
乙烯	0.57	68.4	1.35	1.05	0.368	0.210
总计	1.00	120.0				0.639

因此

$$V = ZRT/P = (0.639 \times 82.05 \times 298)/120 = 130.2 cm^3/(g \cdot mol)$$

4. 用 van der Waal 方程和 Dalton 定律计算体积 van der Waal 方程是

$$P = RT/(V - b) - a/V^2$$

式中 a、b 是给定组分的 van der Waal 常数，可由手册查得。下表是氮、氩和乙烯的数值(为便于计算，压力单位为大气压，体积单位为 cm^3，物质量为 g·mol)：

组　分	van der Waal 常数	
	a	b
氮	0.0341×10^6	23.7
氩	1.350×10^6	32.3
乙烯	4.480×10^6	57.2

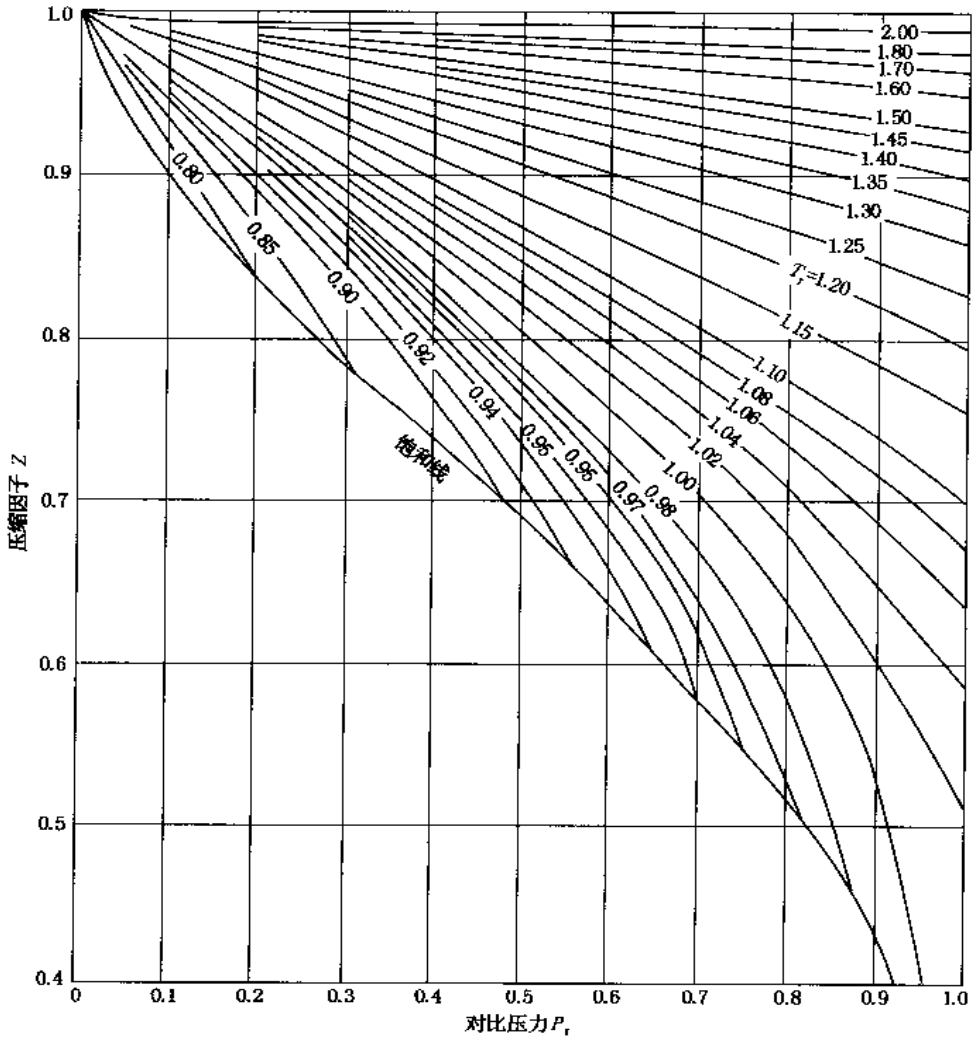


图 1.1　普遍化压缩因子；$Z_c = 0.27$；低压区(Lydersen et al., *University of Wisconsin Enginerring*、*Experiment Station*, 1955.)

对服从 Dalton 定律的混合物，方程可重写为

$$P = RT\left[\frac{Y_{He}}{(V - Y_{He}b_{He})} + \frac{Y_A}{(V - Y_A b_A)} + \frac{Y_{Eth}}{(V - Y_{Eth}b_{Eth})}\right] - \left(\frac{1}{V^2}\right)(Y_{He}^2 a_{He} + Y_A^2 a_A + Y_{Eth}^2 a_{Eth})$$

代入数据

$$120 = (82.05 \times 298)\left[\frac{0.03}{V - (0.03 \times 23.7)} + \frac{0.40}{V - (0.4 \times 32.3)} + \frac{0.57}{V - (0.57 \times 57.2)}\right]$$

$$- \frac{1}{V^2}(0.0341 \times 10^6 \times 0.03^2 + 1.35 \times 10^6 \times 0.4^2 + 4.48 \times 10^6 \times 0.57^2)$$

通过试差解得体积

$$V = 150.9\ \text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})[2.42\text{ft}^3/(\text{lb}\cdot\text{mol})]$$

5. 以平均常数的 van der Waal 方程计算体积　在此法中将 van der Waal 方程整理成如下

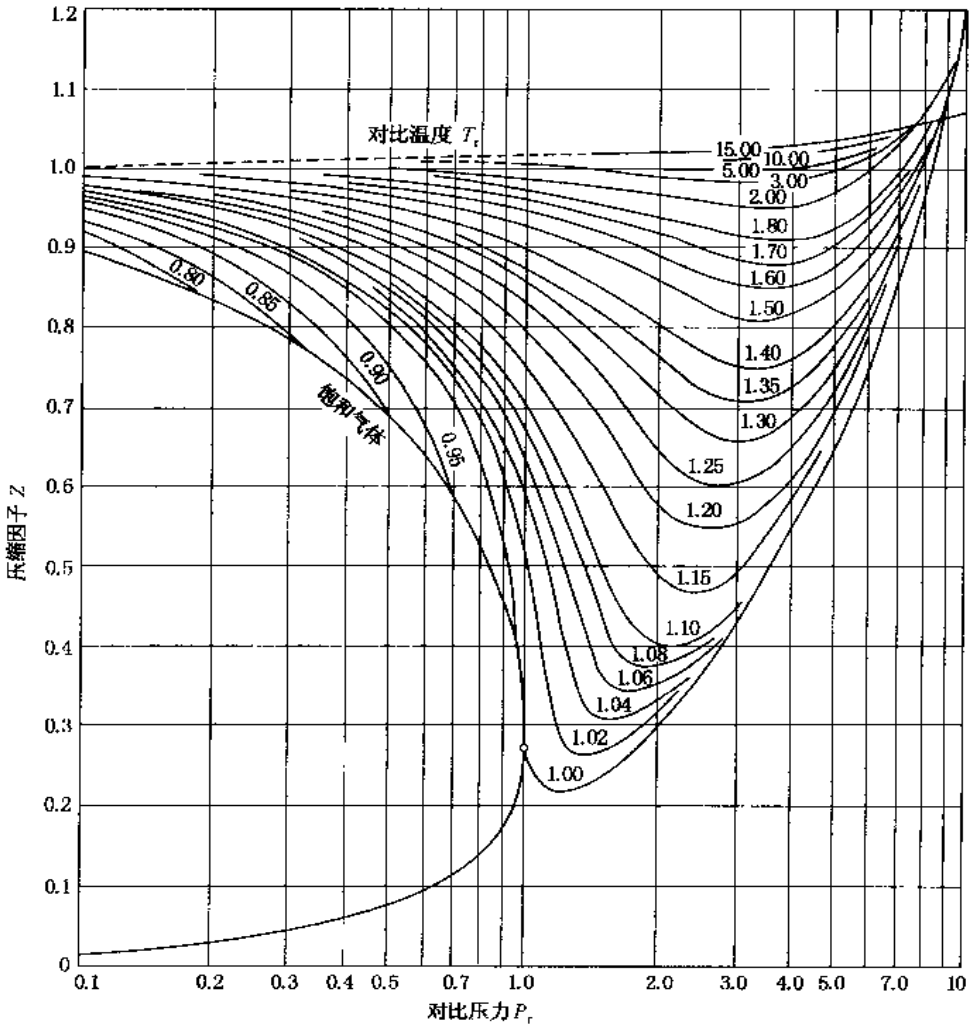


图 1.2　普遍化压缩因子；$Z_c = 0.27$；高压区(Lydersen et al., *University of Wisconsin Engineering. Experiment Station*, 1955.)

形式是方便的

$$V^3 - (b_{avg} + RT/P)V^2 + a_{avg}V/P - a_{avg}b_{avg}/P = 0$$

对 a_{avg}，用公式 $[\sum Y_i(a_i)^{0.5}]^2$ 计算，对 b_{avg}，用简单的摩尔分数线性加权平均 $\sum Y_i b_i$。于是取步骤 4 表格中 a_i 和 b_i 的数值，

$$a_{avg} = [0.03 \times (0.0341 \times 10^6)^{0.5} + 0.40 \times (1.350 \times 10^6)^{0.5} + 0.57 \times (4.480 \times 10^6)^{0.5}]^2$$
$$= 2.81 \times 10^6$$
$$b_{avg} = 0.03 \times 23.7 + 0.4 \times 32.3 + 0.57 \times 57.2$$
$$= 46.23$$

数据代入方程，

$$V^3 - (46.23 + 82.05 \times 298/120)V^2 + (2.81 \times 10^6)V/120 - (2.81 \times 10^6 \times 46.23)/120 = 0$$

试差求解给出

$$V = 137\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})[2.20\text{ft}^3/(\text{lb}\cdot\text{mol})]$$

相关计算 本例概括说明了估算气体混合物 $P-V-T$ 性质的各种简单方法。由普遍化对应态关联式获得压缩因子如步骤 2 所示。

理想气体定律是一种过分简化的模型，适用于低压高温下的简单分子。至于 Kay 氏法，一般要优于其它方法，基本上适用于非极性－非极性混合物和某些极性－极性混合物，但不

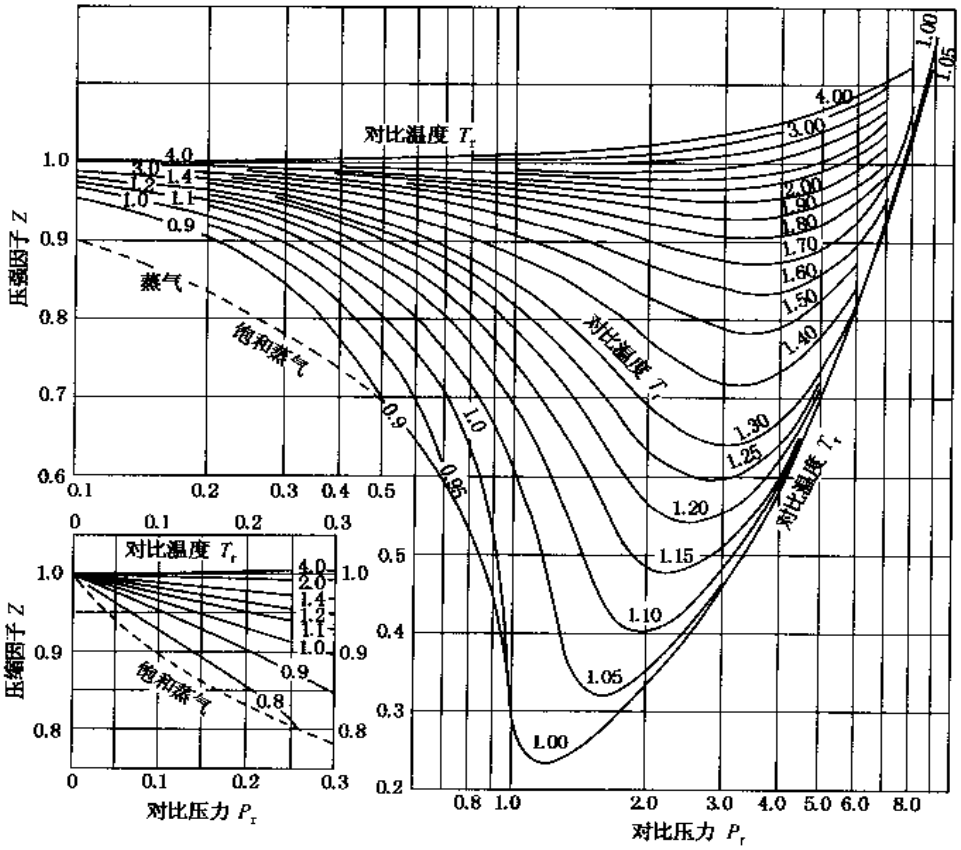


图 1.3 普遍化压缩因子；$Z_c = 0.29$(Lydersen et al., *University of Wisconsin Enginerring. Experiment Station*, 1955.)

适用非极性－极性混合物。它的平均误差为低压下的 1%左右到高压下的 5%，而在接近临界压力时可高达 10%。

为进行快速估算，可用 Kay 氏摩尔分数平均混合规则计算混合物的虚拟临界参数，并由步骤 2 所示的普遍化对应态关联式获得压缩因子。

1.6　气体混合物的密度

计算含 32.1%甲烷、41.2%乙烷、17.5%丙烷和 9.2%氮气(摩尔分数)的天然气混合物在 500psig(3550kPa)和 250°F(394K)时的密度。

【计算步骤】

1. 求取混合物的压缩因子　利用例 1.5 步骤 2 中叙述的 Kay 氏法。于是求得 Z 为 0.933。

2. 计算混合物的摩尔分数加权平均相对分子质量　甲烷、乙烷、丙烷和氮气的相对分子质量分别为 16、30、44 和 28。因此，平均相对分子质量 $M' = (0.321 \times 16) + (0.412 \times 30) + (0.175 \times 44) + (0.092 \times 28) = 27.8\text{lb/mol}$。

3. 计算混合物密度　利用公式

$$\rho = M'P/ZRT$$

式中 ρ 为密度，P 为压力，R 为气体常数，T 为热力学温度。于是，

$$\rho = 27.8 \times (500 + 14.7)/[0.993 \times 10.73 \times (250 + 460)]$$
$$= 2.013\text{lb/ft}^3(32.2\text{kg/m}^3)$$ ❶

相关计算　利用 Lydersen，Greenkorn 和 Hougen 开发的对应状态三参数关联图(图 1.1、图 1.2 和图 1.3)预测非极性纯组分和它们的混合物的气相密度能给出相当令人满意的结果。误差在 4%～5%。因此，除了临界点附近的区域，这种普遍化关联能用于进行相关计算。为改善纯组分及其混合物 $P-V-T$ 性质估算的精度，可采用 Soave 修正的 Redlich－Kwong 方程或 Bendict－Webb－Rubin(B－W－R)普遍化方程的 Lee－Kesler 形式。对烃类，除了在临界点附近的区域这二种方程的精度都在 2%～3%；对非烃类化合物，推荐 B－W－R 普遍化方程的 Lee-Kesler 修正形式，除了在临界点附近的极性分子，误差为几个百分点。但是，这些方程都是相当复杂的，因此不适合手算。关于各种对应态和解析状态方程的综合讨论，见 Reid 等的著作[1]。

1.7　液体密度的估算

用(a)Gunn-Yamada 普遍化关联式；(b)Rackett 方程估算 37℃(310K 或 99°F)时饱和液氨的密度。Gunn-Yamada 关联式[16]为

$$V/V_{Sc} = V_r^{(0)}(1 - \omega\Gamma)$$

式中 V 为液体摩尔体积，$\text{cm}^3/\text{g}\cdot\text{mol}$；$\omega$ 为偏心因子；Γ 定义见下；V_{Sc}为标度参数，等于 $(RT_c/P_c)(0.2920 - 0.0967\omega)$，其中 R 为气体常数，P 为压力，而下标 c 表示临界性质；而 $V_r^{(0)}$ 为其值由对比温度 T/T_c 决定的函数：

$$V_r^{(0)} = 0.33593 - 0.33953(T/T_c) + 1.51941(T/T_c)2 - 2.02512(T/T_c)^3$$

❶ 原书结果为 2.103lb/ft³(32.2kg/m³)，疑为印刷错误，译者注。

$$+ 1.11422(T/T_c)^4 \qquad 对\ 0.2 \leqslant T/T_c \leqslant 0.8$$

或

$$V_r^{(0)} = 1.0 + 1.3(1 - T/T_c)^{0.5}\lg(1 - T/T_c) - 0.50879(1 - T/T_c) - 0.91534(1 - T_r)^2 \qquad 对\ 0.8 \leqslant T/T_c \leqslant 1.0$$

和

$$\Gamma = 0.29607 - 0.09045(T/T_c) - 0.04842(T/T_c)^2 \quad 对\ 0.2 \leqslant T/T_c \leqslant 1.0$$

Rackett 方程[17]为

$$V_{sat\ liq} = V_c Z_c^{(1-T/T_c)^{0.2857}}$$

式中 $V_{sat\ liq}$为饱和液体的摩尔比容，V_c 为临界摩尔体积，Z_c 为临界压缩因子。利用氨的这些数值：$T_c = 405.6$K，$P_c = 111.3$atm，$Z_c = 0.242$，$V_c = 72.5\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$，$\omega = 0.250$。

【计算步骤】

1. 用 Gunn-Yamada 方程计算饱和液体密度

$$V_{Sc} = (82.05 \times 405.6)[0.2920 - (0.0967 \times 0.250)]/111.3$$
$$= 80.08\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

和对比温度为

$$T/T_c = (37 + 273)/405.6$$
$$= 0.764$$

因此，

$$V_r^{(0)} = 0.33593 - 0.33953 \times 0.764 + 1.51941 \times 0.764^2 - 2.02512 \times 0.764^3 + 1.11422 \times 0.764^4$$
$$= 0.4399$$

$$\Gamma = 0.29607 - 0.09045 \times 0.764 - 0.04842 \times 0.764^2 = 0.1987$$

而饱和液体体积为

$$V = (0.4399 \times 80.08)[1 - (0.250 \times 0.1987)]$$
$$= 33.48\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

最后，令 M 为摩尔分子量，可求得液氨密度为

$$\rho = M/V = 17/33.48 = 0.508\text{g/cm}^3(31.69\text{lb/ft}^3)$$

（实验值为 0.5834g/cm³，所以误差为 12.9%。）

2. 用 Rackett 方程计算饱和液体密度

$$V_{sat} = 72.5 \times 0.242^{(1-0.764)^{0.2857}} = 28.34\text{cm}^3/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

所以

$$\rho = 17/28.34 = 0.5999\text{g/cm}^3(37.45\text{lb/ft}^3)(\text{误差} = 2.8\%)$$

相关计算 Gunn-Yamada 和 Rackett 方程均限于饱和液体。当 T_r 小于等于 0.99 时，对非极性和弱极性化合物，Gunn-Yamada 方程似乎相当精确。对非极性化合物，二方程的误差一般都在 1%以内。Yen-Woods 关联式[18]更为通用，对压缩液体和饱和液体均适用。

1.8 理想气体热容的估算

用 Rihani-Doraiswomy 的基团贡献法计算 2－甲基－1,3－丁二烯和 *N*－甲基－2－吡咯烷

酮在 527℃(800K 或 980℉)时的理想气体热容 C_p°。Rihani-Doraiswomy 法系根据方程

$$C_P^\circ = \sum_i N_i a_i + \sum_i N_i b_i T + \sum_i N_i c_i T^2 + \sum_i N_i d_i T^3$$

式中 N_i 是基团 i 的数量，T 是热力学温度，而 a_i、b_i、c_i 和 d_i 是表 1.3 所列的加和基团参数。

表 1.3　理想气体热容的基团贡献

符　号	系　数			
	a	$b \times 10^2$	$c \times 10^4$	$d \times 10^6$
脂肪烃基团				
—CH_3	0.6087	2.1433	−0.0852	0.01135
—CH_2—	0.3945	2.1363	−0.1197	0.002596
=CH_2	0.5266	1.8357	−0.0954	0.001950
—CH—	−3.5232	3.4158	−0.2816	0.008015
—C—	−5.8307	4.4541	−0.4208	0.012630
CH_2=C<	0.2773	3.4580	−0.1918	0.004130
—CH=C<	−0.4173	3.8857	−0.2783	0.007364
H—C≡C—H	−3.1210	3.8060	−0.2359	0.005504
H—C=C—H	0.9377	2.9904	−0.1749	0.003918
H—C=C<	−1.4714	3.3842	−0.2371	0.006063
>C=C<	0.4736	3.5183	−0.3150	0.009205
CH_2=C—O—	2.2400	4.2896	−0.2566	0.005908
CH_2=C=C<	2.6308	4.1658	−0.2845	0.007277
H—C=C=C—H	−3.1249	6.6843	−0.5766	0.017430
≡CH	2.8443	1.0172	−0.0690	0.001866
—C≡	−4.2315	7.8689	−0.2973	0.00993

续表

符　号	系　数			
	a	$b\times10^2$	$c\times10^4$	$d\times10^6$
芳香烃基团				
HC<	-1.4572	1.9147	-0.1233	0.002985
—C<	-1.3883	1.5159	-0.1069	0.002659
=C<	0.1219	1.2170	-0.0855	0.002122
含氧基团				
—OH	6.5128	-0.1347	0.0414	-0.001623
O—	2.8461	-0.0100	0.0454	-0.002728
H —C=O	3.5184	0.9437	0.0614	-0.006978
C=O	1.0016	2.0763	-0.1636	0.004494
O —C—O—H	1.4055	3.4632	-0.2557	0.006886
O —C O—	2.7350	1.0751	0.0667	-0.009230
O<	-3.7344	1.3727	-0.1265	0.003789
含氮基团				
—C≡N	4.5104	0.5461	0.0269	-0.003790
—N≡C	5.0860	0.3492	0.0259	-0.002436
$-NH_2$	4.1783	0.7378	0.0679	-0.007310
NH	-1.2530	2.1932	-0.1604	0.004237
N	-3.4677	2.9433	-0.2673	0.007828
N<	2.4458	0.3436	0.0171	-0.002719
$-NO_2$	1.0898	2.6401	-0.1871	0.004750
含硫基团				
SH	2.5597	1.3347	-0.1189	0.003820
—S	4.2256	0.1127	-0.0026	-0.000072
S<	4.0824	-0.0301	0.0731	-0.006081
$-SO_3H$	6.9218	2.4735	0.1776	-0.022445

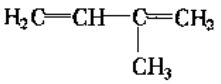
续表

符　号	系　数			
	a	$b\times10^2$	$c\times10^4$	$d\times10^6$
含卤素基团				
—F	1.4382	0.3452	−0.0106	−0.000034
—Cl	3.0660	0.2122	−0.0128	0.000276
—Br	2.7605	0.4731	0.0455	0.001420
—I	3.2651	0.4901	−0.0539	0.001782
成环的贡献(仅对环状化合物)				
三元环	−3.5320	−0.0300	0.0747	−0.005514
四元环	−8.6550	1.0780	0.0425	−0.000250
五元环				
环戊烷	−12.2850	1.8609	−0.1037	0.002145
环戊烯	−6.8813	0.7818	−0.0345	0.000591
六元环				
环己烷	−13.3923	2.1392	−0.0429	−0.001865
环己烯	−8.0238	2.2239	−0.1915	0.005473

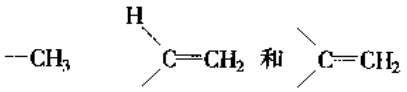
注：经 D.N.Rihani and L.K.Doraiswamy 允许重印，*Ind. Chem. Fund.* 4:17,1965. 版权 1965 为美国化学会(American Chemical Society)所有。

【计算步骤】

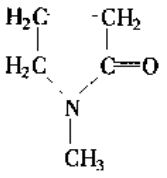
1. 由手册查得分子结构，并列出基团的种类和数量　对 2－甲基－1,3－丁二烯，结构式为



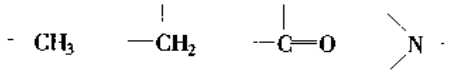
而基团为



对 *N*－甲基－2－吡咯烷酮，结构式为



而基团为



和一个五元(戊烯)环。

2. 对每种化合物的基团贡献进行加和　由表 1.3 查得 a、b、c 和 d 的数值，并按下表进行计算：

	N	a	$b\times10^2$	$c\times10^4$	$d\times10^6$
2-甲基-1,3-丁烯					
—CH_3	1	0.6087	2.1433	-0.0852	0.01135
HC=CH_2	1	0.2773	3.4580	-0.1918	0.004130
C=CH_2	1	-0.4173	3.8857	-0.2783	0.007364
$\sum^{(N)}$(基团参数)		0.4687	9.4870	-0.5553	0.02284
N-甲基-2-吡咯烷酮					
五元(戊烯)环	1	-6.8813	0.7818	-0.0345	0.000591
—CH_3	1	0.6087	2.1433	-0.0852	0.01135
—CH_2	3	0.3945	2.1363	-0.1197	0.002596
—C=O	1	1.0016	2.0763	-0.1636	0.004494
N—	1	-3.4677	2.9433	-0.2673	0.007828
$\sum^{(N)}$(基团参数)		-7.5552	14.3536	-0.9097	0.026859

3. 计算每种化合物的理想气体热容 参照题述中的方程。现在，$T=527+273=800$K。

那么，对2-甲基-1,3-丁二烯

$$C_p^\circ=0.4687+(9.4870\times10^{-2}\times800)+(-0.5553\times10^{-4}\times800^2)+(0.02284\times10^{-6}\times800^3)$$

$$=52.52\text{cal/(g·mol)(K)}[52.52\text{Btu/(lb·mol)(°F)}]$$

对 *N*-甲基-2-吡咯烷酮

$$C_p^\circ=-7.5552+(14.3536\times10^{-2}\times800)+(-0.9097\times10^{-4}\times800^2)+(0.02686\times10^{-6}\times800^3)$$

$$=62.81\text{cal/(g·mol)(K)}[62.81\text{Btu/(lb·mol)(°F)}]$$

相关计算 Rihani-Doraiswamy法适用于各种化合物，包括杂环化合物；但是不适用于炔族化合物。它的预测精度误差为2%～3%。温度低于300K(80°F)时预测精度水平略低。采用Benson法[25]和Thinh法[26]可获得更高的精度。

1.9 实际气体的热容

计算400K(260°F)和50atm(5065kPa)时乙烷蒸气的热容 C_p。并估算此条件下热容比 C_p/C_v。乙烷的理想气体热容由下式计算

$$C_p^\circ=2.247+(38.201\times10^{-3})T-(11.049\times10^{-6})T^2$$

式中 C_p°单位为cal/(g·mol)(K)，而 T 为热力学温度。对乙烷，临界温度 $T_c=305.4$K 和临界压力 $P_c=48.2$atm。

【计算步骤】

1. 计算对比温度 T_r 和对比压力 P_r $T_r=T/T_c=400/305.4=1.310$ 和 $P_r=P/P_c=50/48.2=1.04$。

2. 由图1.4查得 ΔC_p 在 $T_r=1.310$ 和 $P_r=1.04$ 时 $\Delta C_p=C_p-C_p^\circ=3$cal/(g·mol)(K)。

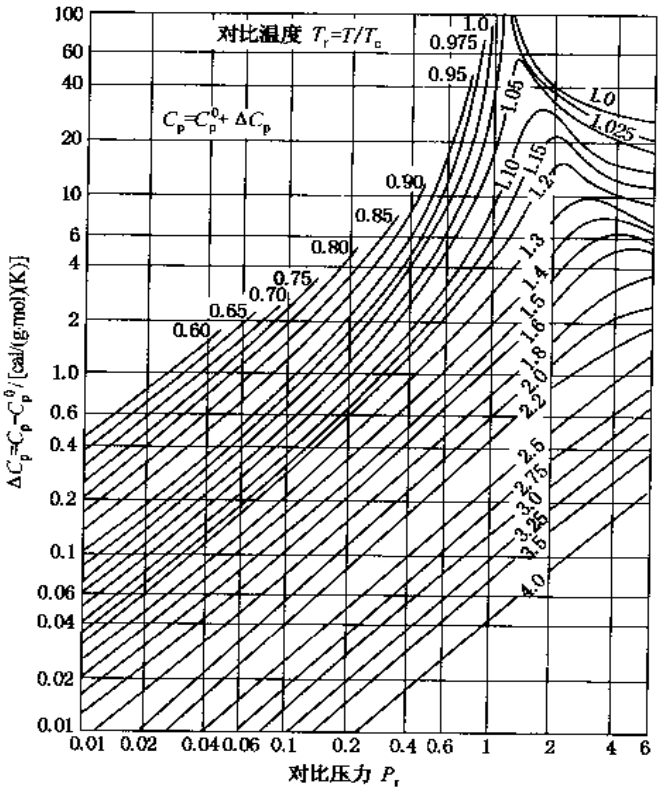


图 1.4　气体摩尔热容的等温压力校正(*Perry and Chilton—Chemical Engineers' Handbook*, *McGraw – Hill*, 1973.)

3. 计算理想气体热容

$$C_p^\circ = 2.247 + 38.201 \times 10^{-3} \times 400 - 11.049 \times 10^{-6} \times 400^2$$
$$= 15.76\text{cal}/(\text{g} \cdot \text{mol})(\text{K})$$

4. 计算实际气体热容

$$C_p = \Delta C_p + C_p^\circ = 3 + 15.76 = 18.76\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})(\text{K})[18.76\text{Btu}/(\text{lb}\cdot\text{mol})(^\circ\text{F})]$$

5. 估计热容比　由图 1.5 查得在 $T_r = 1.310$ 和 $P_r = 1.04$ 时 $C_p - C_v = 4$。所以实际气体的热容比为

$$\frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - (C_P - C_v)} = \frac{18.76}{18.76 - 4} = 1.27$$

注意理想气体的热容比为

$$\frac{C_p^\circ}{C_v^\circ} = \frac{C_p^\circ}{(C_p^\circ - R)} = \frac{15.76}{15.76 - 1.987} = 1.144$$

相关计算　此图形关联可用于估计任何非极性或弱极性气体的热容比。对强极性气体和靠近临界区域时(一般说来，各种关联都是这样)关联精度较差。对极性气体建议采用 Lee-Kesler 法[27]。

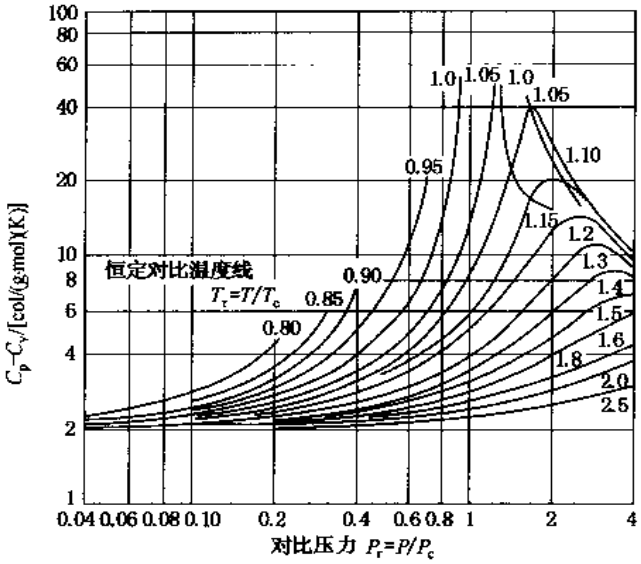


图 1.5 普遍化热容差 $C_p - C_v$(*Perry and Chilton—Chemical Engineers' Handbook*, *McGraw - Hill*, 1973.)

1.10 液体的热容——普遍化关联式

用 Yuan-Stiel 对应状态关联式[19]估算 27℃(80.6℉)时(a)正辛烷和(b)乙基硫醇的饱和液体热容，Yuan-Stiel 对应状态关联式为

$$C_{\sigma,L} - C_p^\circ = (\Delta C_{\sigma,L})^{(0)} + \omega(\Delta C_{\sigma,L})^{(1)}$$

对非极性液体，或用

$$C_{\sigma,L} - C_p^\circ = (\Delta C_{\sigma,L})^{(0p)} + \omega(\Delta C_{\sigma,L})^{(1p)} + X(\Delta C_{\sigma,L})^{(2p)} + X^2(\Delta C_{\sigma,L})^{(3p)} + \omega^2(\Delta C_{\sigma,L})^{(4p)} + X\omega(\Delta C_{\sigma,L})^{(5p)}$$

对极性液体，式中 $C_{\sigma,L}$是饱和液体热容，C_p°是理想气体热容，二者单位均为 cal/(g·mol)(K)；ω 是 Pitzer 偏心因子；各 $\Delta C_{\sigma,L}$项是对饱和液体热容的偏差函数(列于表 1.4)；而 X 是 Stiel 极性因子(取自表 1.5)。

表 1.4 饱和液体热容的 Yuan-Stiel 偏差函数

对比温度	$(\Delta C_\sigma)^{(0)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(1)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(0p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(1p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(2p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(3p)}\times10^{-2}$	$(\Delta C_\sigma)^{(4p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(5p)}$
0.96	14.87	37.0						
0.94	12.27	29.2	12.30	29.2	-126	*	*	*
0.92	10.60	27.2	10.68	27.4	-123	*	*	*
0.90	9.46	26.1	9.54	25.9	-121	*	*	*
0.88	8.61	25.4	8.67	24.9	-117.5	*	*	*
0.86	7.93	24.8	8.00	24.2	-115	*	*	*
0.84	7.45	24.2	7.60	23.5	-112.5	*	*	*
0.82	7.10	23.7	7.26	23.0	-110	*	*	*
0.80	6.81	23.3	7.07	22.6	-108	*	*	*

续表

对比温度	$(\Delta C_\sigma)^{(0)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(1)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(0p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(1p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(2p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(3p)}\times 10^{-2}$	$(\Delta C_\sigma)^{(4p)}$	$(\Delta C_\sigma)^{(5p)}$
0.78	6.57	22.8	6.80	22.2	-107	*	*	*
0.76	6.38	22.5	6.62	21.9	-106	*	*	*
0.74	6.23	22.2	6.41	22.5	-105	-0.69	-4.22	29.5
0.72	6.11	21.9	6.08	23.6	-107	0.156	-7.20	-30.0
0.70	6.01	21.7	6.01	24.5	-110	1.31	-10.9	-29.1
0.68	5.91	21.6	5.94	25.7	-113	2.36	-15.2	-22.8
0.66	5.83	21.8	5.79	27.2	-118	3.06	-20.0	-7.94
0.64	5.74	22.2	5.57	29.3	-124	3.24	-25.1	14.8
0.62	5.64	22.8	5.33	31.8	-132	2.87	-30.5	43.0
0.60	5.54	23.5	5.12	34.5	-141	1.94	-36.3	73.1
0.58	5.42	24.5	4.92	37.6	-151	0.505	-42.5	102
0.56	5.30	25.6	4.69	41.1	-161	1.37	-49.2	128
0.54	5.17	26.9	4.33	45.5	-172	-3.58	-56.3	149
0.52	5.03	28.4	3.74	50.9	-184	-6.02	-64.0	165
0.50	4.88	30.0	2.87	57.5	-198	-8.56	-72.1	179
0.48	4.73	31.7	1.76	65.0	-213	-11.1	-80.6	192
0.46	4.58	33.5	0.68	72.6	-229	-13.3	-89.4	206
0.44	4.42	35.4	0.19	78.5	-244	-15.0	-98.2	221
0.42	4.26	37.4						
0.40	4.08	39.4						

注：* 当 T_r 大于 0.74 时无 $(\Delta C_{\sigma,L})^{(3p)}$ 到 $(\Delta C_{\sigma,L})^{(5p)}$ 的数据，设其为零。

来源：R.C.Reid, J.M.Prausnitz, and T.K. Sherwood, *Properties of Gases and Liquids*. McGraw-Hill, New York, 1977.

表 1.5　某些极性物质的 Stiel 极性因子

物　质	极性因子	物　质	极性因子
甲醇	0.037	水	0.023
乙醇	0.0	氯化氢	0.008
正丙醇	-0.057	丙酮	0.013
异丙醇	-0.053	氟代甲烷	0.012
正丁醇	-0.07	环氧乙烷	0.012
二甲醚	0.002	乙酸甲酯	0.005
氯代甲烷	0.007	乙硫醇	0.004
氯代乙烷	0.005	乙醚	-0.003
氨	0.013		

来源：R.C.Reid, J.M.Prausnitz, and T.K.Sherwood, *Properties of Gases and Liquids*. McGraw-Hill, New ork, 1977.

对正辛烷，$T_c=568.8\text{K}$，$\omega=0.394$，$X=0$(非极性液体)，和

$$C_p^\circ=-1.456+(1.842\times10^{-1})T-(1.002\times10^{-4})T^2+(2.115\times10^{-8})T^3$$

式中 T 为热力学温度。

对乙硫醇，$T_c=499\text{K}$，$\omega=0.190$，$X=0.004$(弱极性液体)，和

$$C_p^\circ=3.564+(5.615\times10^{-2})T-(3.239\times10^{-5})T^2+(7.552\times10^{-9})T^3$$

式中 T 为热力学温度。

【计算步骤】

1. 计算偏差函数　对正辛烷，$T_r=(273+27)/568.8=0.527$。由表 1.4，利用线性插值和非极性项

$$(\Delta C_{\sigma,L})^{(0)} = 5.08 \quad 和 \quad (\Delta C_{\sigma,L})^{(1)} = 27.9$$

对乙硫醇，$T_r = (273+27)/499 = 0.60$。由表 1.4，对极性液体

$$(\Delta C_{\sigma,L})^{(0p)} = 5.12 \quad (\Delta C_{\sigma,L})^{(1p)} = 34.5 \quad (\Delta C_{\sigma,L})^{(2p)} = -141$$

$$(\Delta C_{\sigma,L})^{(3p)} = 0.0194 \quad (\Delta C_{\sigma,L})^{(4p)} = -36.3 \quad 和 \quad (\Delta C_{\sigma,L})^{(5p)} = 73.1$$

2. 计算理想气体热容 对正辛烷

$$C_p^\circ = -1.456 + 1.842 \times 10^{-1} \times 300 - 1.002 \times 10^{-4} \times 300^2 + (2.115 \times 10^{-8} \times 300^3)$$
$$= 45.36 \text{cal/(g · mol)(K)}$$

对乙硫醇

$$C_p^\circ = 3.564 + 5.615 \times 10^{-2} \times 300 - 3.239 \times 10^{-5} \times 300^2 + 7.552 \times 10^{-9} \times 300^3$$
$$= 17.7 \text{cal/(g · mol)(K)}$$

3. 计算饱和液体热容 对正辛烷

$$C_{\sigma,L} = 5.08 + 0.394 \times 27.9 + 45.36 = 61.43 \text{cal/(g·mol)(K)}$$

实验值为 60 cal/(g·mol)(K)，所以误差为 2.4%。

对乙硫醇

$$C_{\sigma,L} = 5.12 + 0.19 \times 34.5 + 0.004 \times (-141) + 0.004^2 \times 1.94 \times 10^{-2}$$
$$+ 0.190^2 \times (-36.3) + 0.004 \times 0.19 \times 73.1 + 17.7$$
$$= 27.6 \text{ cal/(g · mol)(K)[27.6Btu/(lb · mol)(°F)]}$$

实验值为 28.2cal/(g·mol)(K)，所以误差为 2.1%。

1.11 理想气体的焓差

计算对二甲苯在 289～811K(61～1000°F)间的理想气体焓变，假定其理想气体热容方程为(T 为热力学温度)

$$C_p^\circ = -7.388 + (14.9722 \times 10^{-2})T - (0.8774 \times 10^{-4})T^2 + (0.019528 \times 10^{-6})T^3$$

【计算步骤】

计算理想气体焓差 通过在二温度间隔间积分理想气体热容 C_p°的方程得到理想气体焓差($H_2^\circ - H_1^\circ$)：

$$H_2^\circ - H_1^\circ = \int_{T_1}^{T_2} C_p^\circ \mathrm{d}T$$
$$= \int_{T_1}^{T_2} [-7.388 + (14.9772 \times 10^{-2})T - (0.8774 \times 10^{-4}T^2 + 0.019528 \times 10^{-6})T^3]\mathrm{d}T$$
$$= -7.388 \times (811 - 289) + (14.9722 \times 10^{-2})(811^2 - 289^2)/2$$
$$- (0.8774 \times 10^{-4})(8113 - 289^3)/3 + (0.019528 \times 10^{-6})(811^4 - 289^4)/4$$
$$= 26327 \text{cal/(g · mol)[4700Btu/(lb · mol)]}$$

文献值为 26284cal/(g·mol)。

相关计算 用本法可计算任何理想气体的焓差。在没有理想气体热容方程时，可用例 1.8 中的 Rihani-Doraiswamy 基团贡献法计算 C_p°。

1.12 蒸发热的估算

用下列关系式计算丙酮在其常压沸点下的蒸发热，并将你的结果与实验值 7230cal/(g·mol)

进行比较。

1. Clapeyron 方程和压缩因子[20]

$$\Delta H_{v,b} = (RT_c \Delta Z_v T_{b,r} \ln P_c)/(1 - T_{b,r})$$

表 1.6　作为对比压力函数的 ΔZ_v 值

P_r	$Z_v - Z_L$	P_r	$Z_v - Z_L$	P_r	$Z_v - Z_L$
0	1.0	0.25	0.769	0.80	0.382
0.01	0.983	0.30	0.738	0.85	0.335
0.02	0.968	0.35	0.708	0.90	0.280
0.03	0.954	0.40	0.677	0.92	0.256
0.04	0.942	0.45	0.646	0.94	0.226
0.05	0.930	0.50	0.612	0.95	0.210
0.06	0.919	0.55	0.578	0.96	0.192
0.08	0.899	0.60	0.542	0.97	0.170
0.10	0.880	0.65	0.506	0.98	0.142
0.15	0.838	0.70	0.467	0.99	0.106
0.20	0.802	0.75	0.426	1.00	0.000

2. 陈氏法[21]

$$\Delta H_{v,b} = RT_c T_{b,r}\left(\frac{3.978T_{b,r} - 3.938 + 1.555\ln P_c}{1.07 - T_{b,r}}\right)$$

3. Riedel 法[22]

$$\Delta H_{v,b} = 1.093RT_c\left[T_{b,r}\frac{(\ln P_c - 1)}{0.930 - T_{b,r}}\right]$$

4. Pitzer 关联式

$$\Delta H_{v,b} = RT_c[7.08(1 - T_{b,r})^{0.354} + 10.95\omega(1 - T_{b,r})^{0.456}]$$

上述各式中 $\Delta H_{v,b}$——常压沸点下的蒸发热，cal/(g·mol)；

T_c——临界温度，K；

P_c——临界压力，atm；

ω——Pitzer 偏心因子；

R——气体常数，1.987 cal/(g·mol)(K)；

$T_{b,r} = T_b/T_c$——常压沸点 T_b 时的对比温度；

$\Delta Z_v = Z_v - Z_L$——常压沸点下饱和蒸气与饱和液体的压缩因子差，如表 1.6 所列。

用 Watson 关联式也可估计水在 300℃(572℉)时的蒸发热：

$$\frac{\Delta H_2}{\Delta H_1} = \left(\frac{1 - T_{r,2}}{1 - T_{r,1}}\right)^{0.38}$$

式中 ΔH_1 和 ΔH_2 分别为对比温度 $T_{r,1}$和 $T_{r,2}$下的蒸发热。

丙酮的有关数据是 $T_b = 329.7$K，$T_c = 508.7$K，$P_c = 46.6$atm，$\omega = 0.309$。水的有关数据是 $T_b = 373$K，$T_c = 647.3$K 和 $\Delta H_{v,b} = 9708.3$ cal/(g·mol)。

【计算步骤】

1. 计算在常压(1atm)沸点条件下丙酮的对比温度 $T_{b,r}$和对比压力 P_r 并求取 ΔZ_v

于是

$$T_{b,r} = \frac{329.7}{508.7} = 0.648 \quad 和 \quad P_r = \frac{1}{46.6} = 0.0215$$

由表 1.6 经外推，$\Delta Z_v = 0.966$。

2. 用 Clapeyron 方程计算丙酮的蒸发热 由前述方程

$$\Delta H_{v,b} = 1.987 \times 508.7 \times 0.966 \times 0.648 \times \ln 46.6/(1 - 0.648)$$
$$= 6905 \text{cal/(g · mol)}[12430 \text{Btu/(lb · mol)}]$$

百分误差为 100(7230 - 6905)/7230，即 4.5%。

3. 用陈氏法计算蒸发热 于是，

$$\Delta H_{v,b} = 1.987 \times 508.7 \times 0.648 \times \left[\frac{3.978 \times 0.648 - 3.938 + 1.555 \times \ln 46.6}{1.07 - 0.648}\right]$$
$$= 7160 \text{cal/(g · mol)}[12890 \text{Btu/(lb · mol)}]$$

误差为 1%。

4. 用 Riedel 法计算蒸发热 于是，

$$\Delta H_{v,b} = 1.093 \times 1.987 \times 508.7 \times \left\{0.648\left[\frac{\ln(46.6) - 1}{0.930 - 0.648}\right]\right\}$$
$$= 7214 \text{cal/(g · mol)}[12985 \text{Btu/(lb · mol)}]$$

误差为 0.2%。

5. 用 Pitzer 关联式计算蒸发热 于是，

$$\Delta H_{v,b} = (1.987 \times 508.7 \times [7.08(1 - 0.648)^{0.354} + 10.95 \times 0.309 \times (1 - 0.648)^{0.456}]$$
$$= 7069 \text{cal/(g · mol)}[12720 \text{Btu/(lb · mol)}]$$

误差为 2.2%。

6. 计算水的蒸发热 现在，$T_{r,1} = (100 + 273)/647.3 = 0.576$ 和 $T_{r,2} = (300 + 273)/647.3 = 0.885$，式中下标 1 表示常压沸点下的水，而下标 2 指 300℃下的水。此外 $\Delta H_{v,b}(= \Delta H_1)$，前面已给出为 9708.3 cal/(g·mol)。那么，由 Watson 关联式

$$\Delta H_v(300℃) = 9708.3\left(\frac{1 - 0.885}{1 - 0.576}\right)^{0.38}$$
$$= 5913 \text{cal/(g · mol)}[10640 \text{Btu/(lb · mol)}]$$

蒸汽表中给出的数值为 5949cal/(g·mol)，所以误差为 0.6%。

相关计算 本例说明了估计纯液体蒸发热的几种方法。Clapeyron 方程本身是精确的，特别是如果能由可靠的 $P - V - T$ 关系获得 ΔZ_v。对多种液体并在大温度范围内进行平均，其余三种方法产生的误差几乎相同。从工程计算角度来看，它们都是相当令人满意的。对 89 种化合物的计算和实验结果进行比较表明 Riedel 法和陈氏法的平均误差分别为 1.8% 和 1.7%。由某给定温度下的蒸发热数值，采用 Watson 关联式估算任何其它温度下的 ΔH_v。在某个参考温度下的蒸发热数值通常是能得到的。

1.13 蒸气压的预测

用 Lee - Kesler 蒸气压关联式[23]计算 100℃(212℉)时 1 - 丁烯的蒸气压。再由 Thek-Stiel 普遍化关联式[24]计算 50℃(122℉)时乙醇的的蒸气压。在恒定的 T_r 下 Lee - Kesler 方程为：

$$\ln(P_r^*) = \ln(P_r^*)^{(0)} + \omega(\ln P_r^*)^{(1)}$$

而对极性和氢键分子 Thek-Stiel 关联式为

$$\ln P_r^* = \frac{\Delta H_{vb}}{RT_c(1-T_{b,r})^{0.375}} \times \left(1.14893 - 0.11719T_r - 0.03174T_r^2 - \frac{1}{T_r} - 0.375\ln T_r\right)$$

$$+ \left[1.042\alpha_c - \frac{0.46284H_{vb}}{RT_c(1-T_{b,r})^{0.375}}\right]\left[\frac{(T_r)^A - 1}{A} + 0.040\left(\frac{1}{T_r} - 1\right)\right]$$

式中 $P_r^* = P^*/P_c$ 为对比蒸气压，$P^* = T_r$ 下的蒸气压，P_c = 临界压力，ω = 偏心因子，$T_r = T/T_c$ 为对比温度，$\ln(P_r^*)^{(0)}$ 和 $\ln(P_r^*)^{(1)}$ 为表 1.7 所列的关联函数，$\Delta H_{v,b}$ = 常压沸点 T_b 下的蒸发热，α_c = 根据条件在 $T = T_b$ 时 $P^* = 1$atm 由 Thek-Stiel 方程得到的常数，$T_{b,r}$ 为对比常压沸点。

$$A = \left[5.2691 + \frac{2.0753\Delta H_{vb}}{RT_c(1-T_{b,r})^{0.375}} - \frac{3.1738T_{b,r}\ln P_c}{1-T_{b,r}}\right]$$

表 1.7　Lee-Kesler 蒸气压方程的关联项

T_r	$-\ln(P_r^*)^{(0)}$	$-\ln(P_r^*)^{(1)}$	T_r	$-\ln(P_r^*)^{(0)}$	$-\ln(P_r^*)^{(1)}$
1.00	0.000	0.000	0.64	3.012	3.218
0.98	0.118	0.098	0.62	3.280	3.586
0.96	0.238	0.198	0.60	3.568	3.992
0.94	0.362	0.303	0.58	3.876	4.440
0.92	0.489	0.412	0.56	4.207	4.937
0.90	0.621	0.528	0.54	4.564	5.487
0.88	0.757	0.650	0.52	4.951	6.098
0.86	0.899	0.781	0.50	5.370	6.778
0.84	1.046	0.922	0.48	5.826	7.537
0.82	1.200	1.073	0.46	6.324	8.386
0.80	1.362	1.237	0.44	6.869	9.338
0.78	1.531	1.415	0.42	7.470	10.410
0.76	1.708	1.608	0.40	8.133	11.621
0.74	1.896	1.819	0.38	8.869	12.995
0.72	2.093	2.050	0.36	9.691	14.560
0.70	2.303	2.303	0.34	10.613	16.354
0.68	2.525	2.579	0.32	11.656	18.421
0.66	2.761	2.883	0.30	12.843	20.820

来源：R.C.Reid, J.M.Prausnitz, and T.K.Sherwood, *Properties of Gases and Liquids*. McGraw-Hill, New York, 1977.

【计算步骤】

1. 由 Reid, Prausnitz, 和 Sherwood 的著作[1]获得临界性质和其它必需的基本常数　对 1－丁烯，$T_c = 419.6$K，$P_c = 39.7$atm 和 $\omega = 0.187$。对乙醇，$T_b = 351.5$K $T_c = 516.2$K，$P_c = 63$atm 和 $\Delta H_{v,b} = 9260$ cal/(g·mol)。

2. 得到 Lee-Kesler 方程的各关联项　由表 1.7 在 $T_r = (273+100)/419.6 = 0.889$ 处线性内插得到 $\ln(P_r^*)^{(0)} = -0.698$ 和 $\ln(P_r^*)^{(1)} = -0.595$。

3. 计算 1－丁烯的蒸气压　用 Lee-Kesler 方程，$\ln(P_r^*) = -0.698 + 0.187 \times (-0.595) = -0.8093$，所以

$$P_r^* = 0.4452 \quad 和 \quad P^* = 0.4452 \times 39.7 = 17.67\text{atm}(1790\text{kPa})$$

实验值为 17.7atm，所以误差仅为 0.2%。

4. 计算乙醇的常数 α_c 现在，当 $T_{b,r} = 351.5/516.2 = 0.681$ 时，$P^* = 1$atm。所以，在此条件下 Thek-Stiel 方程中 A 项为

$$5.2691 + \frac{2.0753 \times 9260}{1.987 \times 516.2 \times (1 - 0.681)^{0.375}} - \frac{3.1738 \times 0.681 \times \ln 63}{(1 - 0.681)} = 5.956$$

代入完整的 Thek-Stiel 方程，

$$\ln \frac{1}{63} = \frac{9260}{1.987 \times 516.2 \times (1 - 0.681)^{0.375}} \times [1.14893 - 0.11719 \times 0.681 - 0.03174 \times 0.681^2 - 1/0.681 - 0.375 \times \ln 0.681] + \left[1.042\alpha_c - \frac{0.46284 \times 9260}{1.987 \times 516.2 \times (1 - 0.681)^{0.375}}\right] \times \left[\frac{(0.681)^{5.956} - 1}{5.956} + 0.040\left(\frac{1}{0.681} - 1\right)\right]$$

由上式求解 α_c 得到其值为 9.078。

5. 计算乙醇的蒸气压 现在，$T_r = (273 + 50)/516.2 = 0.626$，代入 Thek-Stiel 方程

$$\ln P_r^* = \frac{9260}{1.987 \times 516.2 \times (1 - 0.681)^{0.375}} \times [1.14893 - 0.11719 \times 0.626 - 0.03174 \times 0.626^2 - \frac{1}{0.626} - 0.375 \times \ln 0.626] + \left[1.042 \times 9.078 - \frac{0.46284 \times 9260}{1.987 \times 516.2 \times (1 - 0.681)^{0.375}}\right] \times \left[\frac{(0.626)^{5.956} - 1}{5.956} + 0.040\left(\frac{1}{0.626} - 1\right)\right] = -5.37717$$

因此，$P_r^* = 0.00462$，所以 $P^* = 0.00462 \times 63 = 0.2911$atm (29.5kPa)。实验值为 0.291atm，所以在此案例中误差可忽略。

相关计算 对非极性液体，用 Lee-Kesler 普遍化关联式。对极性液体和有形成氢键倾向的液体，Lee－Kesler 方程不能提供满意的结果。要预测这类化合物的蒸气压，用 Thek－Stiel 方程。但是，这种方法除临界常数外，还需要常压沸点下的蒸发热。如果不能获得常压沸点下的蒸发热，用例 1.12 中讨论的 Pitzer 关联式估算。如果能获得任何其它温度下的蒸发热，用 Watson 关联式(例 1.12)求得常压沸点下的蒸发热。

Lee－Kesler 和 Thek－Stiel 方程都可计算蒸气压，它们的精度在 ±1%之内。以三常数关联式为基础的 Antoine 方程精度较低；在某些情况下，精度在 ±(4% ~ 5%)。关于采用 Antoine 方程的例子见例 3.1。

1.14　焓的估算——普遍化方法

计算(a)1000psiga(6900kPa)和 190°F(360K)时乙烷气体的焓 H_v；(b)50°F(283K)和 450psia(3100kPa)时乙烷液体的焓 H_L。用普遍化焓差图(图 1.6 到图 1.9)计算焓值，计算基于 −200°F时饱和液体 $H=0$。乙烷的基础常数为相对分子质量 $M_W=30.07$，临界温度 $T_c=550°R$，临界压力 $P_c=709.8$psia，和临界压缩因子 $Z_c=0.284$。在 190°F时理想气体焓 $H°$(相对于 −200°F时饱和液体乙烷) = 383Btu/lb，而在 50°F，$H°=318$Btu/lb。

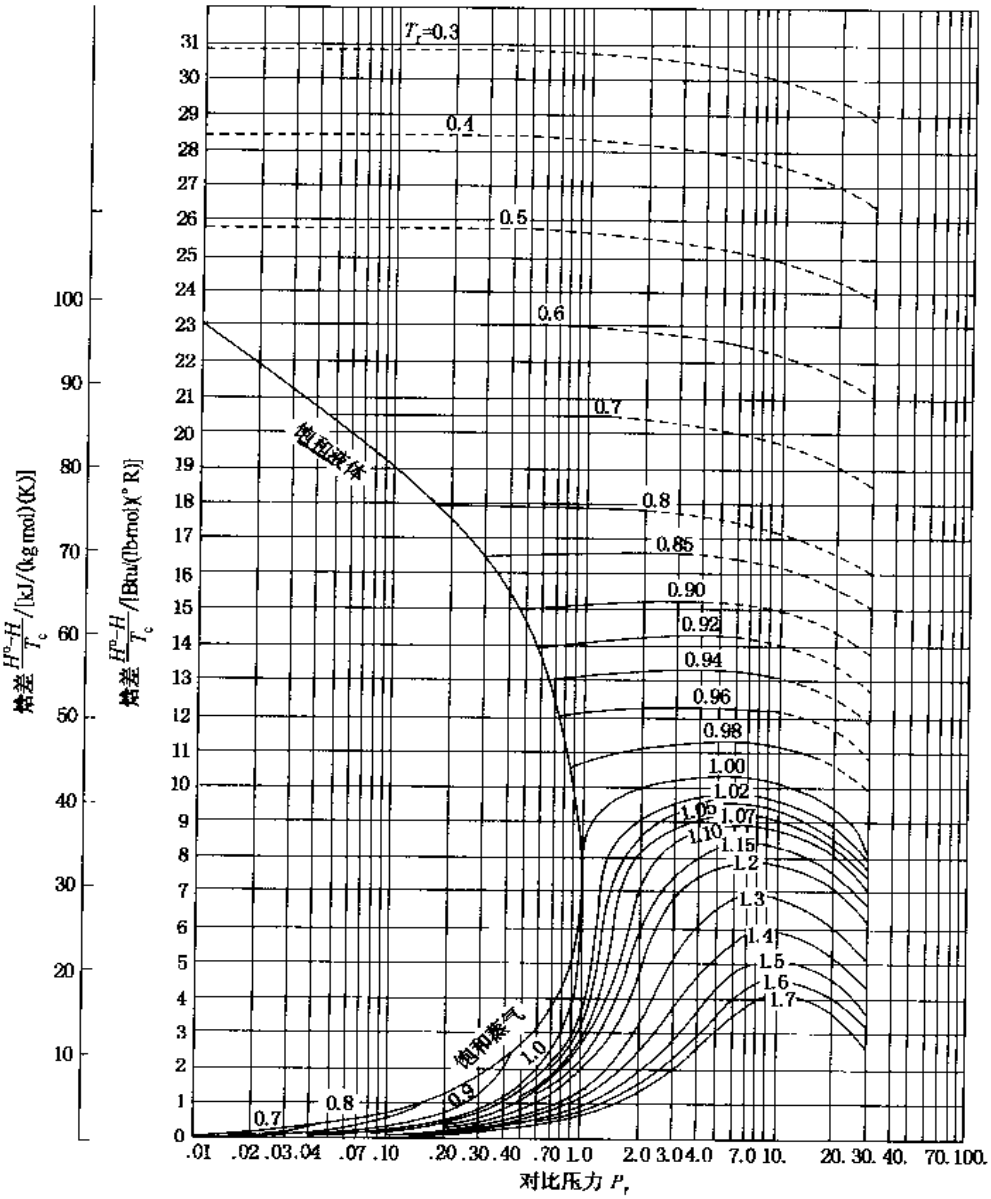


图 1.6　与理想气体状态的焓差；$Z_c=0.23$

(*Yen and Alexander — AICHE Journal* 11：334，1965.)

【计算步骤】

1. 计算对比温度 T_r 和对比压力 P_r

a. 对蒸气，$T_r=(190+459.7)/550=1.18$，和 $P_r=1000/709.8=1.41$。

b. 对液体，$T_r=(50+459.7)/550=0.927$，和 $P_r=450/709.8=0.634$。

2. 求得焓差函数

a. 由图 1.9 查得，对 $Z_c=0.29$，$T_r=1.18$，$P_r=1.41$，$(H°-H)/T_c=2.73$Btu/(lb·mol)(°R)；由图 1.8 查得，对 $Z_c=0.27$，$T_r=1.18$，$P_r=1.41$，$(H°-H)/T_c=2.80$ Btu/(lb·mol)(°R)；对 $Z_c=0.284$ 进行线性内插，$(H°-H)/T_c=2.75$。

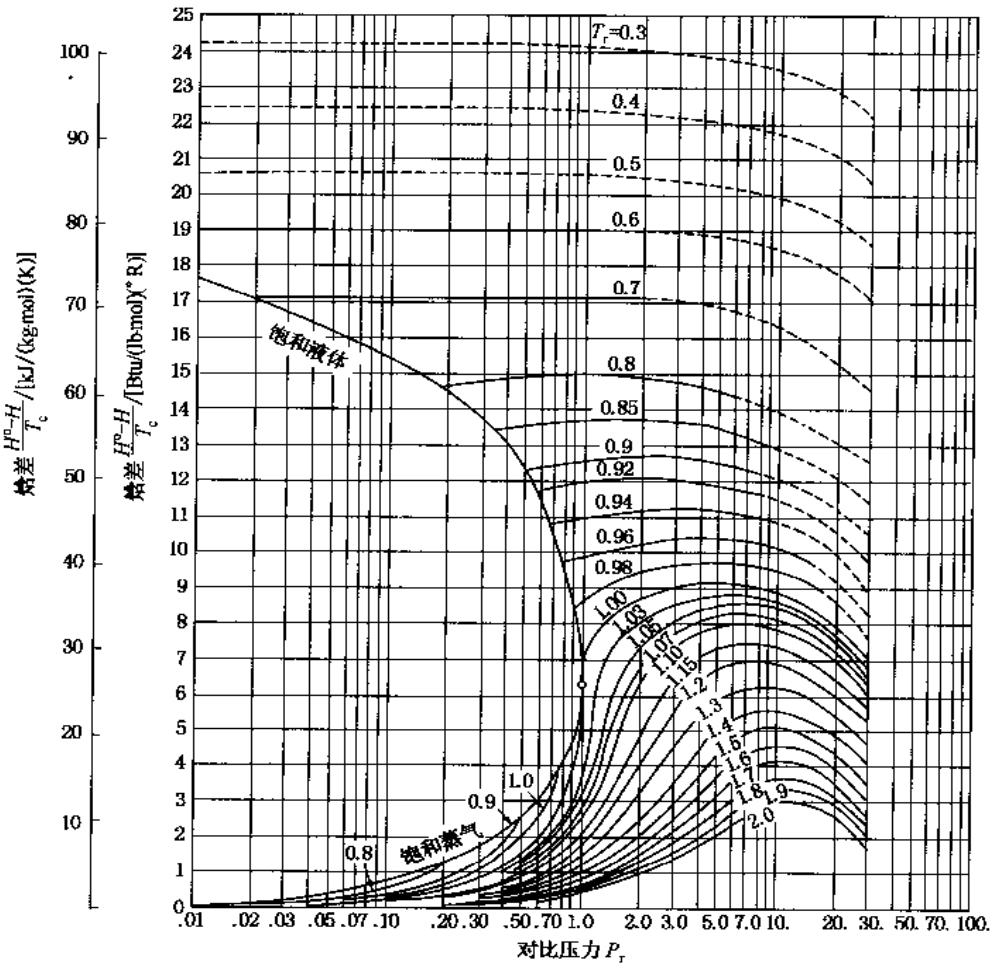


图 1.7 与理想气体状态的焓差；$Z_c=0.25$

(*Yen and Alexander — AIChE Journal* 11：334，1965.)

b. 由图 1.9 查得，对 $Z_c=0.29$，$P_r=0.634$，$T_r=0.927$，在液相区，$(H°-H)/T_c=7.83$ Btu/(lb·mol)(°R)；由图 1.8 查得，对 $Z_c=0.27$，$P_r=0.634$，$T_r=0.927$，在液相区，$(H°-H)/T_c=9.4$ Btu/(lb·mol)(°R)；对 $Z_c=0.284$ 进行线性内插，$(H°-H)/T_c=8.3$。

3. 计算气相和液相焓

a. 在 190°F 和 1000psia 下乙烷气相焓：

$$H_v = H^\circ_{190°F} - \left(\frac{H^\circ - H}{T_c}\right)\left(\frac{T_c}{M_W}\right) = 383 - \frac{2.75 \times 550}{30.07}$$

$$= 332.7\text{Btu/lb}(773800\text{J/kg})$$

b. 在 50℉和 450psia 下乙烷液相焓：

$$H_L = H^\circ_{50°F} - \left(\frac{H^\circ - H}{T_c}\right)\left(\frac{T_c}{M_W}\right) = 318 - \frac{8.3 \times 550}{30.07}$$

$$= 166\text{Btu/lb}(386100\text{J/kg})$$

相关计算　本法可用于对任何非极性或弱极性化合物估算液相或气相焓。如果 Z_c 值在 0.23、0.25、0.27 和 0.29 之间，需进行内插。但是，当 Z_c 值小于 0.23 或大于 0.29 时，不应进行外推，因为这可能导致严重的误差。在估算混合物的焓差时，用摩尔分数加权平均估计混合物的虚拟临界性质。对具有低临界温度的气体，例如氢、氦或氖，不要使用本关联式。

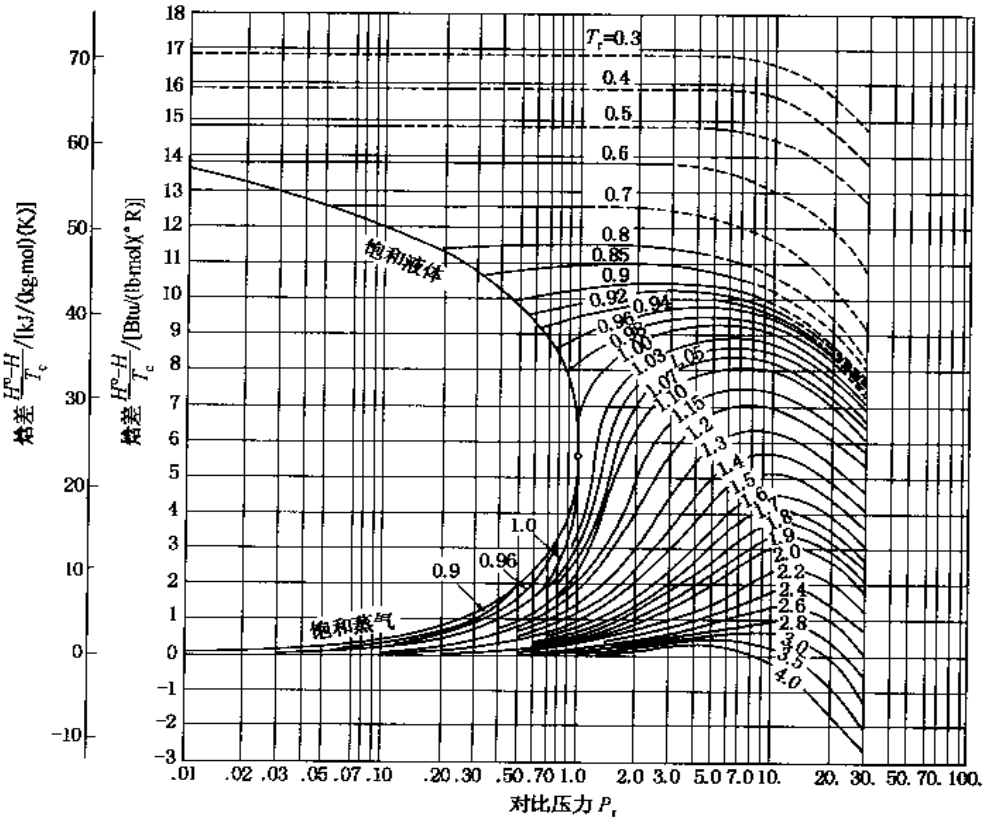


图 1.8　与理想气体状态的焓差；$Z_c = 0.27$

(*Yen and Alexander—AIChE Journal* 11：334，1965.)

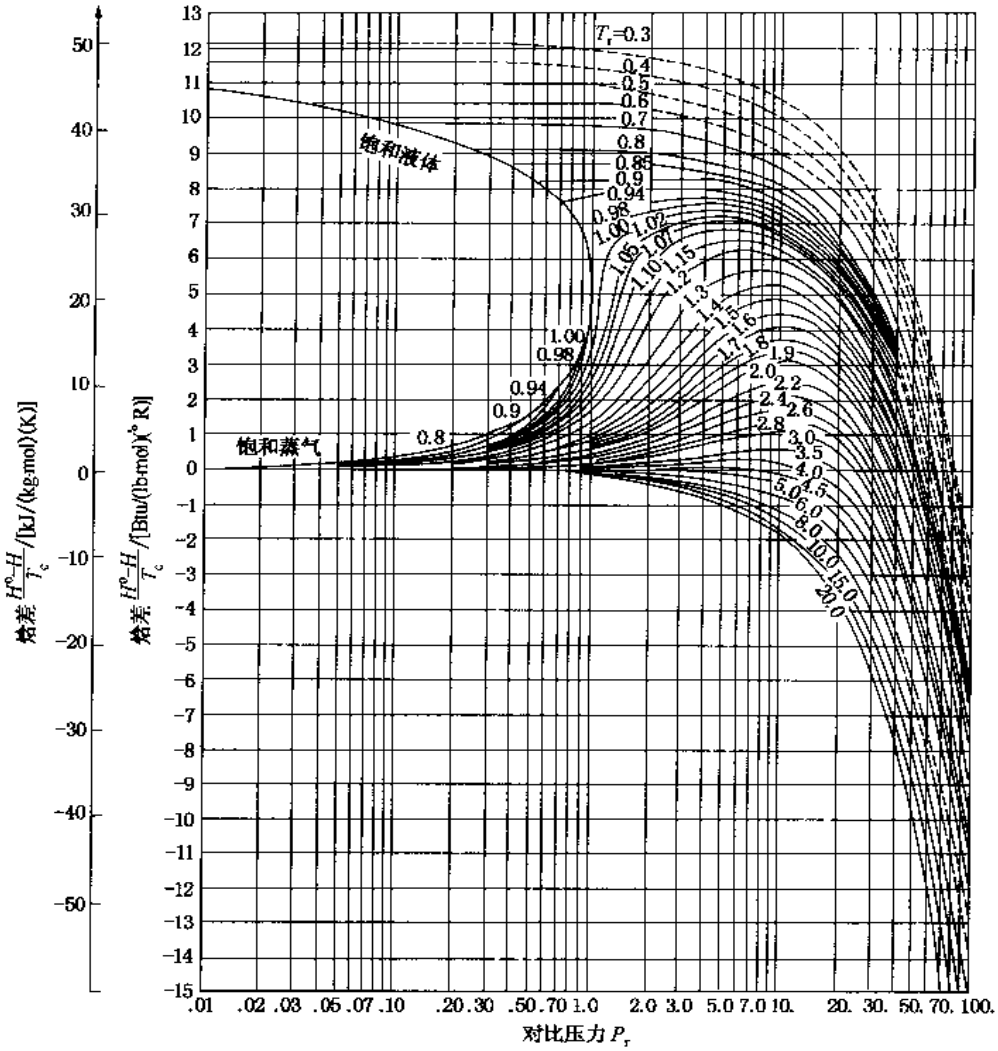


图 1.9 与理想气体状态的焓差；$Z_c = 0.29$（*Garcia – Rangel and Yen*，在美国化学会 159 届全国会议上提交的论文，体斯顿，德克萨斯，1970.）

1.15 与相变有关的熵

计算苯熔化和气化的摩尔熵。相对分子质量为 78.1，苯在 5.5℃熔化，熔化热为 2350 cal/(g·mol)。其常压沸点为 80.1℃，而汽化热为 94.1 cal/g。

【计算步骤】

1. 计算熔化熵 ΔS_{fusion} 根据定义，$\Delta S_{fusion} = \Delta H_{fusion}/T_{fusion}$，式中分子为溶化热，而分母为以热力学温度表示的溶化温度。于是，

$$\Delta S_{fusion} = \frac{2350}{(5.5+273)} = 8.44\text{cal/(g·mol)(K)}[8.44\text{btu/(lb·mol)(°F)}]$$

2. 计算气化熵 ΔS_{vap} 根据定义，$\Delta S_{vap} = \Delta H_{vap}/T_{vap}$，式中分子为汽化热，而分母为以热力学温度表示的发生汽化的温度。因为汽化热以质量基准给出，要得到以摩尔基准的最终结果，必须乘以相对分子质量。于是，

$$\Delta S_{vap} = \frac{94.1 \times 78.1}{(80.1 + 273)} = 20.81 \text{cal/(g·mol)(K)}[20.81 \text{Btu/(lb·mol)(°F)}]$$

相关计算　本法用于获得任何化合物的相变熵。如果缺乏汽化热数据，对非极性化合物摩尔气化熵可用 Kistyakowsky 的经验方程估算：

$$\Delta S_{vap} = 8.75 + 4.571 \lg T_b$$

式中 T_b 为热力学温度表示的常压沸点，而答案的单位是 cal/(g·mol)(K)。对苯这样计算求得的值是 20.4，与步骤 2 中求得的值相当一致。

1.16　用热容计算绝对熵

从下列热容数据计算 20℃(68°F)、1atm(101.3kPa)时正己醇的绝对熵：

温度/K	相　态	热容/[cal/(g·mol)(K)]
18.3	晶体	1.695
27.1	晶体	3.819
49.9	晶体	8.670
76.5	晶体	15.80
136.8	晶体	24.71
180.9	晶体	29.77
229.6	液体	46.75
260.7	液体	50.00
290.0	液体	55.56

正己醇的熔点为 -42.7℃(225.8K)，而其熔化焓为 3676cal/(g·mol)。当温度低于 18.3K 晶体正己醇的热容 $(C_P)_{crystal}$ 可用 Debye - Einstein 方程估算：

$$(C_p)_{crystal} = aT^3$$

式中 a 为经验常数，T 为热力学温度。绝对熵可由下式求得

$$S°_{liq,20℃} = \int_0^{18.3} (C_p/T)dT + \int_{18.3}^{225.8} (C_p/T)dT + \Delta H_{fusion}/255.8 + \int_{225.8}^{(273+20)} (C_p/T)dT \quad (1.1)$$

(A)　(B)　(C)　(D)

式中 $S°_{liq,20℃}$ = 20℃(293K)时液体的绝对熵；

(A) = 由 Debye - Einstein 方程求得的 18.3K 时晶体正己醇的绝对熵；

(B) = 18.3K 和熔点 225.8K 间的熵变；

(C) = 由相变(熔化)引起的熵变；

(D) = 从熔点到要求温度(293K)液态正己醇的熵变。

【计算步骤】

1. 估算晶体正己醇的绝对熵　因为缺乏 18.3K 以下的实验数据，用 Debye-Einstein 方程估算此温度以下的熵变。用 18.3K 时的晶体熵值 1.695cal/(g·mol)(K)估算系数 a。因此 $a = 1.695/18.3^3 = 0.2766 \times 10^{-3}$。因此式 1.1 中的(A)项为

$$\int_0^{18.3} [(0.2766 \times 10^{-3})T^3/T]dT = 0.2766 \times 10^{-3} \times 18.3^3/3 = 0.565 \text{cal/(g·mol)(K)}$$

2. 计算 18.3K 和熔点 225.8K 间的熵变　标绘提供的晶体热容和热力学温度的实验数据并图解计算积分(式 1.1 中的"B"项)。见图 1.10。于是，

$$\int_{18.3}^{255.8}(C_P/T)\mathrm{d}T = 30.0\mathrm{cal}/(\mathrm{g}\cdot\mathrm{mol})(\mathrm{K})$$

3. 计算相变引起的熵变 在本例中，

$$\Delta H_{\mathrm{fusion}}/225.8 = 3676/225.8 = 16.28\ \mathrm{cal}/(\mathrm{g}\cdot\mathrm{mol})(\mathrm{K})$$

此即式 1.1 中的"C"项。

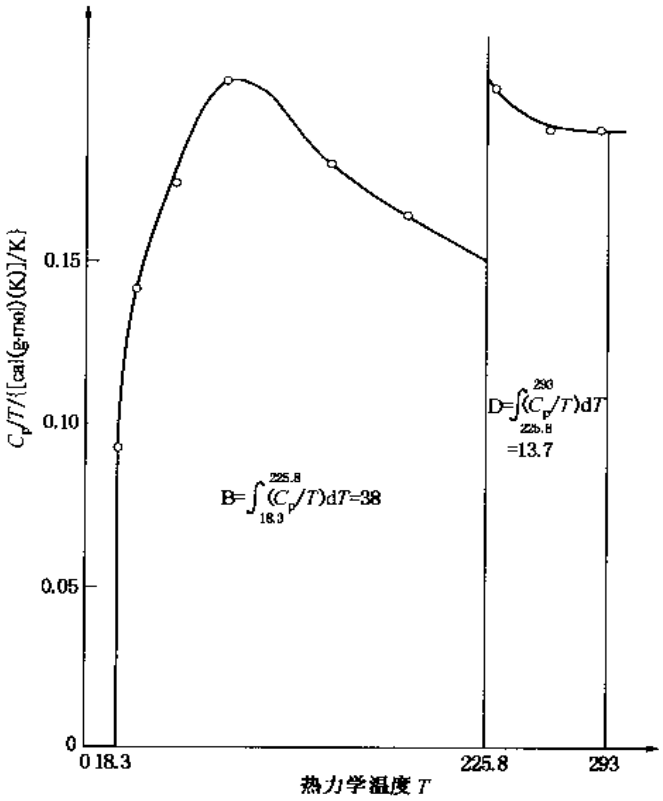


图 1.10 由热容数据计算绝对熵(例 1.16)

4. 计算 225.8K 和 293K 间的熵变 标绘提供的液体热容和绝对温度的实验数据并图解计算积分(式 1.1 中的"D"项)。见图 1.10。于是，

$$\int_{225.8}^{292}(C_P/T)\mathrm{d}T = 13.7\mathrm{cal}/(\mathrm{g}\cdot\mathrm{mol})(\mathrm{K})$$

5. 计算液态正己醇的绝对熵 熵值由四项加和求得；即 $S°_{\mathrm{liq},20℃} = 0.565 + 38.0 + 16.28 + 13.7 = 68.5\ \mathrm{cal}/(\mathrm{g}\cdot\mathrm{mol})(\mathrm{K})[68.5\mathrm{Btu}/(\mathrm{lb}\cdot\mathrm{mol})(℉)]$。

相关计算 这种通用方法可用于由热容数据计算熵值。但是，在许多有关实际计算的情况中，需要的是熵变而不是绝对熵。在这种情况下，式 1.1 中的"A"项可能是不需要的。有关的熵变和相变，如熔化和汽化，可由 $\Delta H/T$ 项计算(见例 1.15)。

1.17 等熵条件下的膨胀

计算当流量为 1000lb·mol/h 压力为 1500psig(10540kPa)和温度为 104℉(313K)的乙烯气体在涡轮机中膨胀卸压至 150psig (1135kPa) 时所做的等熵膨胀功。乙烯的理想气体热容为

$$C_p^\circ = 0.944 + (3.735 \times 10^{-2})T - (1.993 \times 10^{-5})T^2$$

式中 C_p°的单位为 Btu/(lb·mol)(°R)，T 为兰金温度。临界温度 T_c 为 282.4K(508.3°R)，临界压力 P_c 为 49.7atm，临界压缩因子 Z_c 为 0.276。

【计算步骤】

1. 估算液化度　因为膨胀将导致冷却，所以液化的可能性必须考虑。如果确实发生液化，最终温度将为对应于 150psig 的饱和温度 T_{sat}。根据由于膨胀而发生液化的假定，在对比压力 P_r 为(150 + 14.7)/(49.7 × 14.7)或 0.23 时，由图 1.1 可查得对比饱和温度 T_{rs}为 0.81。因此，T_{sat} = (0.81 × 508.3)即 412°R。利用下式估计液化乙烯的摩尔分数：

$$\Delta S = 0 = (S_1^\circ - S_1) + \int_{T_1}^{T_{sat}} (C_p^\circ/T)\mathrm{d}T - R\ln(P_2/P_1) - (S_2^\circ - S_2)_{SG} - x\Delta S_{vap}$$

式中$(S_1^\circ - S_1)$和$(S_2^\circ - S_2)$分别是在进口条件和饱和条件下气体的熵差函数；ΔS_{vap}是饱和温度下的气化熵；x 为进入涡轮机的每摩尔乙烯液化的摩尔数；而 P_1 和 P_2 为进口和排出压力。由图 1.11 查得进口和排出条件下的熵差函数。于是，在进口条件下，T_{r2} = (104 + 460)/508.3 = 1.11 和 P_{r1} = (1500 + 14.7)/(14.7 × 49.7) = 2.07，所以$(S_1^\circ - S_1)$ = 5.0Btu/(lb·mol)(°R)。在出口条件下，T_{r2} = 0.81 和 P_{r2} = 0.23，所以$(S_2^\circ - S_2)_{SG}$ = 1.0Btu/(lb·mol)(°R)和$(S_2^\circ - S_2)_{SL}$ = 13.7Btu/(lb·mol)(°R)。后二数之差为饱和温度下的汽化熵 ΔS_{vap}。

代入熵方程 $\Delta S = 0 = 5.0 + 0.944\ln(412/564) + (3.735 \times 10^{-2})(412 - 564) - (1/2)(1.993 \times 10^{-5})(412^2 - 564^2) - 1.987\ln(164.7/1514.7) - 1.0 - x - (13.7 - 1.0)$。解得 $x = 0.31$。

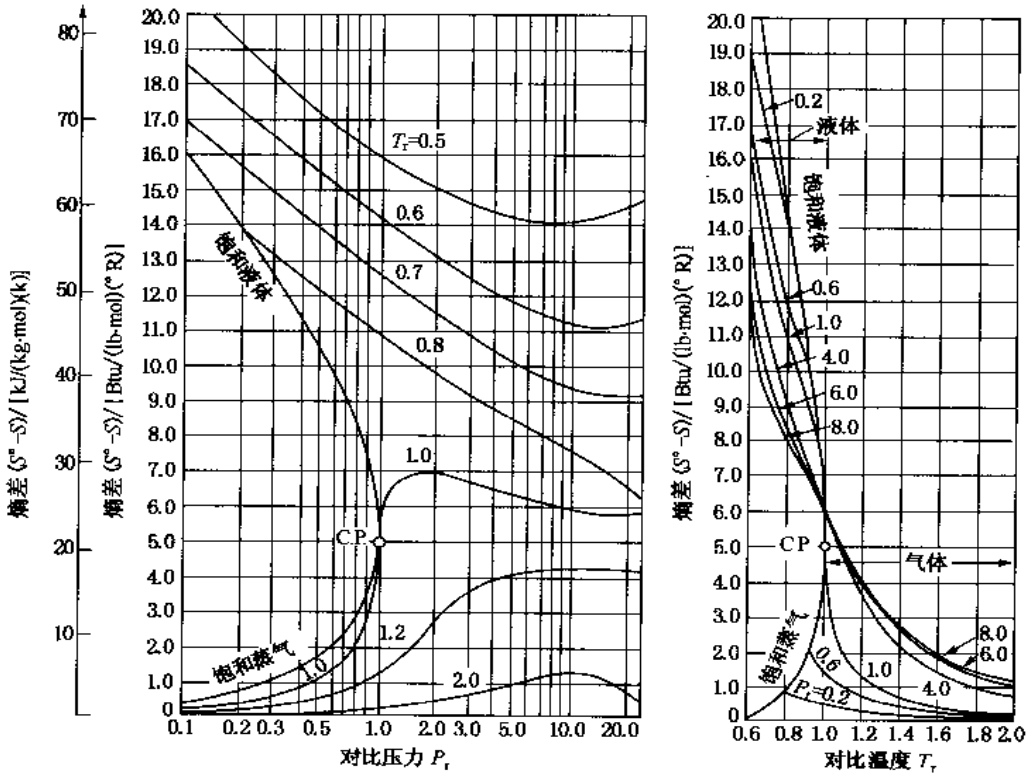


图 1.11　气体和液体的熵差(Z_c = 0.27)

(*Hougen*, *Watson*, *Ragatz* — *Chemical Process Principles*, *PartII*, *Wiley*, 1959)

因为 x 在 0 与 1 之间，所以液化发生的假定正确。

2. 计算等熵膨胀功 等熵膨胀功可由焓衡算方程求得：

$$\text{功} = -\Delta H$$

$$= -\{T_c[(H_1^\circ - H_1)/T_c] + \int_{T_1}^{T_{sat}} C^\circ_p dT - T_c[(H_2^\circ - H_2)_{SG}/T_c] - x\Delta H_{vap}\}$$

式中 $(H_1^\circ - H_1)/T_c$ 和 $(H_2^\circ - H_2)_{SG}/T_c$ 分别是进口条件和饱和条件下气体的焓差函数；ΔH_{vap} 是饱和温度下的汽化焓（$= T\Delta S_{vap}$）。

如例 1.14 中求得的，焓差函数为

$$(H_1^\circ - H_1)/T_c = 6.1\text{Btu/(lb·mol)(°R)}$$

$$(H_2^\circ - H_2)_{SG}/T_c = 0.9\text{Btu/(lb·mol)(°R)}$$

将这些数值代入焓衡算方程，

$$\text{功} = -\Delta H$$

$$= -[508.3 \times 6.1 + (412 - 564) \times 0.944) + (1/2 \times 3.735 \times 10^{-2})(412^2 - 564^2) -$$

$$(1/3 \times 1.993 \times 10^{-5})(412^3 - 564^3) - (508.3 \times 0.9) - (0.31 \times 412)(13.7 - 1.0)]$$

$$= 1165.4\text{Btu/(lb·mol)}$$

涡轮机输出的功等于[1165.4Btu/(lb·mol)](1000lb·mol/h)(0.000393hp·h/Btu) = 458hp (342kW)。

相关计算 如本例所示，当不能获得特定系统的专用热力学图表，即温焓图、温熵图和焓熵图时，可用普遍化的焓图和熵图进行膨胀机 - 压缩机计算。

1.18 逸度的计算

计算下列物质的逸度：(a)50℃(122℉)和 60atm(6080kPa)下的甲烷气体；(b)400℃(752℉)和 75atm(7600kPa)下的苯蒸气；(c)428℉(493K)和 2000psia (13800kPa)下的液态苯和(d)100℉(310K)和 300psia(2070kPa)下由 20%甲烷、40%乙烷和 40%丙烷组成的混合物中的每一组分，假定具有理想混合物性质。假定在 400℃(752℉)下，从非常低的压力直到 75atm 苯蒸气的压力 - 体积实验数据可用下式表示：

$$Z = \frac{PV}{RT} = 1 - 0.0046P$$

式中 Z 为压缩因子，而 P 为用大气压表示的压力。

【计算步骤】

1. 获取临界性质数据 由任何标准参考书可得，临界性质数据为

化合物	T_c/K	P_c/atm	P_c/kPa	Z_c
苯	562.6	48.6	4924	0.274
甲烷	190.7	45.8	4641	0.290
乙烷	305.4	48.2	4884	0.285
丙烷	369.9	42.0	4256	0.277

2. 计算甲烷气体的逸度 现在，对比温度 $T_r = T/T_c = (50 + 273)/190.7 = 1.69$，而对比压力 $P_r = P/P_c = 60/45.8 = 1.31$。由普遍化逸度系数图(图 1.12)，在上述对比参数下逸度系数 f/P 为 0.94(忽略 Z_c 略微不同于标准值 0.27)。因此，逸度 $f = 0.94 \times 60 = 56.4$atm(5713kPa)。

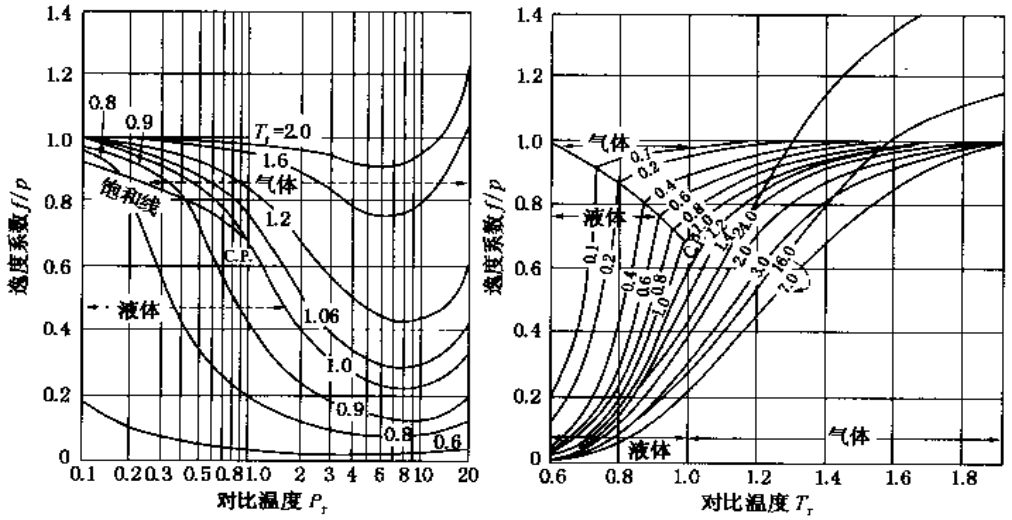


图 1.12　气体和液体的逸度系数；$Z_c = 0.27$

(*Hougen*, *Watson*, *Ragatz—Chemical Process Principles*, *Part II*, *Wiley*, 1959)

3. 利用题述中提供的 $P-V-T$ 关系计算苯蒸气的逸度　由如下方程开始

$$\mathrm{dln}(f/P)_T = [(Z-1)\mathrm{dln}P]_T$$

代入所提供的 $P-V-T$ 关系，

$$\mathrm{dln}(f/P) = (1-0.0046\mathrm{P})(\mathrm{dlnP}) - \mathrm{dln}P = -0.0046P(\mathrm{dln}P)$$

因为 $\mathrm{d}P/P = \mathrm{dln}P$，$\mathrm{dln}(f/P) = -0.0046\mathrm{d}P$。积分得，

$$\ln(f_2/P_2) - \ln(f_1/P_1) = -0.0046(P_2 - P_1)$$

根据逸度的定义，当 P 趋近 0 时 f/P 趋近 1.0；因此，当 P_1 趋近 0 时 $\ln(f_1/P_1)$ 趋近 ln1，即 0。因此，$\ln(f_2/P_2) = -0.0046P_2$，而 $f_2 = P_2\exp(-0.0046\mathrm{P2})$。所以，当 $P_2 = 75$atm 时，逸度 $f = 75\exp[(-0.0046)(75)] = 53.1$atm(5380kPa)。

4. 由普遍化关联计算苯蒸气的逸度　现在 $T_r = (400+273)/562.6 = 1.20$ 和 $P_r = 75/48.6 = 1.54$。忽略 Z_c 略微不同于图 1.12，$f/P = 0.78$。所以，$f = (0.78 \times 75) = 58.5$atm (5926kPa)。

5. 由普遍化关联计算液态苯的逸度　现在 $T_r = (428+460)/(562.6 \times 1.8) = 0.88$ 和 $P_r = 2000/(14.69 \times 48.6) = 2.80$。由图 1.12，$f/P = 0.2$。所以，$f = 0.2 \times 2000 = 400$psia (2760kPa)。

6. 计算混合物中每一组分的逸度　这一步骤的计算如下所列：

	甲　烷	乙　烷	丙　烷
摩尔分数，Y_i	0.2	0.4	0.4
对比温度，$T_r = T/T_c$	1.63	1.02	0.84
对比压力，$P_r = P/P_c$	0.45	0.42	0.49
逸度系数 $f_i°/P$(由图 1.12)	0.98	0.89	0.56
纯组分逸度，$f_i° = (f_i°/P)$ (300)，psia(kPa)	294(2027)	267(1841)	168(1158)
混合物中组分逸度，$f_i = Yf_i°$，(理想混合物)，psia(kPa)	58.8(405)	106.8(736)	67.2(463)

相关计算 如果能获得实验的 $P-V-T$ 数据，无论是解析式还是列表数据，那么逸度系数均可如上述步骤 3 所示，通过对数据进行积分(数值积分或其它方法)进行计算。但是，如果不能获得这类数据，则利用普遍化逸度系数图估算逸度值。当 Z_c 高于或低于标准值 0.27 时，可参考 Hougen，Watson 和 Ragatz 著作[4]中的偏差校正项。

本例中采用的普遍化关联法，对要求通常工程精度的计算而言，既是便捷的，也是足够精确的。逸度也可用以状态方程为基础的热力学上严格的方法计算。虽然这些方法对手算而言过于繁复，但常被用于估计气相的非理想性和进行相平衡计算。(有关相平衡计算的例子在第三章中提供；尤其可参阅例 3.2 和例 3.3)。

在本例中涉及混合物的部分(子题 d)假定服从理想性质。要处理非理想气体混合物，需要体积数据，最好以所考虑温度下的状态方程形式，并作为组成和密度的函数，从低密度(积分下限)直至感兴趣的密度。这类计算往往需要试差求解，因此对于手算过于繁复。

1.19 用 SCATCHARD – HILDBRAND 方程计算活度系数

表 1.8 80℃时苯(1)/正庚烷(2)系统汽 – 液平衡数据

液相中苯的摩尔分数，x_1	0.000	0.0861	0.2004	0.3842	0.5824	0.7842	0.8972	1.000
气相中苯的摩尔分数，y_1	0.000	0.1729	0.3473	0.5464	0.7009	0.8384	0.9149	1.000
总压，P/mmHg	427.8	476.25	534.38	613.53	679.74	729.77	748.46	757.60
P/kPa	57.0	63.49	71.24	81.80	90.62	97.29	99.79	101.01

苯(1)/正庚烷(2)系统在 80℃(176℉)时的汽 – 液平衡数据如表 1.8 所列。液相活度系数采用 SCATCHARD – HILDBRAND 正规溶液模型，计算与相应液相组成平衡的汽相组成，并将计算结果与实验测定的组成比较。忽略汽相的非理想性。再用汽化热数据计算苯和正庚烷的溶解度参数。

二组分可获得的数据如下所列：

化合物	80℃时的蒸气压/mmHg	常压沸点/℃	常压沸点下的汽化热/[cal/(g·mol)]	溶解度参数/[(cal/cm³)$^{1/2}$]	25℃时的液相摩尔体积/[cm³/(g·mol)]	临界温度 T_c/K
苯	757.6	80.3	7352	9.16	89.4	562.1
正庚烷	427.8	98.6	7576	7.43	147.5	540.2

SCATCHARD – HILDBRAND 正规溶液模型将二元混合物中的液相活度系数 γ_i 表示为

$$\ln\gamma_1^L = \frac{V_1^L\phi_2^2}{RT}(\delta_1 - \delta_2)^2$$

和

$$\ln\gamma_2^L = \frac{V_2^L\phi_1^2}{RT}(\delta_1 - \delta_2)^2$$

而在多元混合物中组分 i 的液相活度系数表示为

$$\ln\gamma_i^L = \frac{V_i^L}{RT}(\delta_i - \overline{\delta})^2$$

式中 V_i^L——25℃时组分 i 的液相摩尔体积；

R——气体常数；

T——系统温度；

ϕ_i——25℃时组分 i 的摩尔体积分数 = $(x_iV_i^L)/\sum x_iV_i^L$；

δ_i——组分 i 的溶解度参数；

$\overline{\delta}$——δ_i 的摩尔体积分数平均 = $\sum \phi_i\delta_i$。

溶解度参数定义为

$$\delta_i = \left(\frac{\Delta H_i^V - 298.15R}{V_i^L}\right)^{1/2}$$

式中　ΔH_i^V——组分 i 从饱和液体到 25℃时的理想气体状态的汽化热，cal/(g·mol)；

R——气体常数，1.987cal/(g·mol)(K)；

V_i^L——25℃时组分 i 的液相摩尔体积，$cm^3/(g\cdot mol)$。

【计算步骤】

1. 计算液相活度系数　利用提供的液相摩尔体积和溶解度参数数值，计算表 1.8 所列的 8 种液相组成的活度系数。例如，当 $x_1 = 0.0861$ 和 $x_2 = 1 - x_1 = 0.914$ 时，$\phi_1 = 0.0861 \times 89.4/(0.0861 \times 89.4 + 0.914 \times 147.5) = 0.0540$ 和 $\phi_2 = 1 - \phi_1 = 0.9460$。因此，

$$\ln\gamma_1 = \frac{89.4 \times 0.9460^2}{1.987 \times (273 + 80)}(9.16 - 7.43)^2 = 0.341$$

所以 $\gamma_1 = 1.407$，并且

$$\ln\gamma_2 = \frac{147.5 \times 0.054^2}{1.987 \times (273 + 80)}(9.16 - 7.43)^2 = 0.002$$

所以 $\gamma_2 = 1.002$。

其它组成的活度系数可用类似的方法计算，并列于表 1.9。

表 1.9　80℃时苯(1)/正庚烷(2)系统的实验和计算汽－液平衡数据

x_1	y_1^{exp}	γ_1	γ_2	y_1^{cal}	百分偏差$(y_1^{cal} - y_1^{exp}) \times 100/y_1^{exp}$
0.0000	0.0000	1.4644	1.0000	0.0000	—
0.0861	0.1792	1.4070	1.002	0.1927	11.5
0.2004	0.3473	1.3330	1.0110	0.3787	9.0
0.3842	0.5464	1.2224	1.0485	0.5799	6.1
0.5824	0.7009	1.1185	1.1412	0.7260	3.6
0.7842	0.8384	1.0379	1.3467	0.8450	0.8
0.8972	0.9194	1.0097	1.5607	0.9170	−0.3
1.0000	1.0000	1.0000	1.8764	1.0000	0.00
					总计 5.1%

注：上标^{exp}表示实验值；上标^{cal}表示计算值。

2. 计算汽相摩尔分数　假定服从理想气体行为，$y_1 = x_1P^\circ_1\gamma_1/P$ 和 $y_2 = x_2P^\circ_2\gamma_2/P$，式中 P°_i 为组分 i 的蒸气压。由表 1.8，当 $x_1 = 0.0861$ 时，$P = 476.25$mmHg。因此，计算的苯的气相摩尔分数为 $y_1 = 0.0861 \times 757.6 \times 1.407/476.25 = 0.1927$。正庚烷的摩尔分数为(1 − 0.1927)，即 0.8073。与其它液相组成平衡的气相组成可用类似的方法计算并列于表 1.9。表中最后一列表示计算组成与实验确定组成的偏差。

3. 计算 25℃时的汽化热　利用 Wilson 方程：

$$\Delta H_{vap,25℃} = \Delta H_{vap,TNBP}\left[\frac{1 - (273 + 25)/T_c}{1 - T_{NPP}/T_c}\right]^{0.38}$$

式中 ΔH_{vap}为汽化热，T_{NBP}为常压沸点温度。

于是，对苯，

$$\Delta H_{vap,25℃} = 7353\left[\frac{1-298/562.1}{1-(273+80.3)/562.1}\right]^{0.38} = 8039\text{cal/(g·mol)}$$

对正庚烷，

$$\Delta H_{vap,25℃} = 7576\left[\frac{1-298/540.2}{1-(273+98.6)/540.2}\right]^{0.38} = 8794\text{cal/(g·mol)}$$

4. 计算溶解度参数 根据定义

$$\delta_{苯} = \left[\frac{8039-298.15\times1.987}{89.4}\right]^{1/2} = 9.13(\text{cal/cm}^3)^{1/2}$$

和

$$\delta_{正庚烷} = \left[\frac{8694-298.15\times1.987}{147.5}\right]^{1/2} = 7.41(\text{cal/cm}^3)^{1/2}$$

这些计算值与问题叙述中提供的实际值相当接近。

相关计算 Scatchard 和 Hildebrand 的正规溶液模型对许多含有非极性组分的溶液的活度系数提供了相当好的表达。如果不能获得实验数据，建议用这种方法估算汽液平衡。用作特性常数的溶解度参数和液相摩尔体积可由表 1.10 获得。对未列入表内的物质，可如步骤 4 所示，由汽化热和液相摩尔体积计算溶解度参数。

对涉及类似化合物的中等非理想液体混合物，该法提供的活度系数的误差为 ±10%。但是，对氢键化合物和强非理想混合物，该关联式的外推可能导致较大的误差。

当不能获得非理想混合物的实验平衡数据时，可采用以诸如 Derr 和 Deal 的基团分析溶液(ASOG)[28]或 UNIFAC 关联式(在例 3.4 中讨论)为基础的各种方法。活度系数估算方法也可在各种热力学数据包，如 Chemshare 中获得。在 Prausnitz[3]和 Reid、Prausnitz 和 Sherwood[1]的著作中能发现更详尽的讨论。下面二个例子说明如何利用实验的平衡数据获得活度系数关联方程中的系数(与活度系数本身相反)。利用这些关联式计算活度系数和进行相平衡计算在第三章讨论。

表 1.10 25℃时若干组分的溶解度参数数值

分子式	物 质	液体摩尔体积/cm³	25℃时的摩尔汽化热/kcal	溶解度参数/[(cal/cm³)^1/2]
	脂肪烃			
C_5H_{12}	正戊烷	116	6.40	7.1
	2-甲基丁烷(异戊烷)	117	6.03	6.8
	2,2-二甲基丙烷(新戊烷)	122	5.35	6.2
C_6H_{14}	正己烷	132	7.57	7.3
C_7H_{16}	正庚烷	148	8.75	7.4
C_8H_{18}	正辛烷	164	9.92	7.5
	2,2,4-三甲基戊烷(异辛烷)	166	8.40	6.9
$C_{16}H_{34}$	正十六烷	294	19.38	8.0
C_5H_{10}	环戊烷	95	6.85	8.1
C_6H_{12}	环己烷	109	7.91	8.2
C_7H_{14}	甲基环己烷	128	8.46	7.8
C_6H_{12}	1-己烯	126	7.34	7.3
C_8H_{16}	1-辛烯	158	9.70	7.6
C_6H_{10}	1,5-二己烯	118	7.6	7.7

续表

分子式	物　质	液体摩尔体积/cm^3	25℃时的摩尔汽化热/kcal	溶解度参数/$[(cal/cm^3)^{1/2}]$
		芳香烃		
C_6H_6	苯	89	8.10	9.2
C_7H_8	甲苯	107	9.08	8.9
C_8H_{10}	乙苯	123	10.10	8.8
	邻二甲苯	121	10.38	9.0
	间二甲苯	123	10.20	8.8
	对二甲苯	124	10.13	8.8
C_9H_{12}	正丙苯	140	11.05	8.6
	三甲苯	140	11.35	8.8
C_8H_6	苯乙烯	116	10.5	9.3
$C_{10}H_8$	萘	123		9.9
$C_{14}H_{10}$	蒽	(150)		9.9
$C_{14}H_{10}$	菲	158		9.8
		碳氟化合物		
C_6F_{14}	全氟正己烷	205	7.75	5.9
C_7F_{16}	全氟正庚烷(纯)	226	8.69	6.0
	全氟正庚烷(混合物)			5.85
C_6F_{12}	全氟环己烷	170	6.9	6.1
C_7F_{14}	全氟甲基环己烷	196	7.9	6.1
		其它氟化物		
$(C_4F_9)_3N$	全氟三丁胺	360	13.0	5.9
$C_4Cl_2F_6$	二氯六氟环丁烷	142		7.1
$C_4Cl_3F_7$	2,2,3－三氯七氟丁烷	165	8.51	6.9
$C_2Cl_3F_3$	1,1,2－三氯,1,2,2－三氟乙烷	120	6.57	7.1
$C_7F_{15}H$	十五氟庚烷	215	9.01	6.3
		其它脂肪烃卤化物		
CH_2Cl_2	二氯甲烷	64	6.84	9.8
$CHCl_3$	氯仿	81	7.41	9.2
CCl_4	四氯化碳	97	7.83	8.6
$CHBr_3$	溴仿	88	10.3	10.5
CH_3I	碘甲烷	63	6.7	9.9
CH_2I_2	二碘甲烷	81		11.8
C_2H_5Cl	氯乙烷	74	5.7	8.3
C_2H_5Br	溴乙烷	75	6.5	8.9
C_2H_6I	碘乙烷	81	7.7	9.4
$C_2H_4Cl_2$	1,2－二氯乙烷	79	8.3	9.9
$C_2H_8Cl_2$	1,1－二氯乙烷	85	7.7	9.1
$C_2H_4Br_2$	1,2－二溴乙烷	90	9.9	10.2
$C_2H_3Cl_3$	1,1,1－三氯乙烷	100	7.8	8.5

来源：J. Hildebrand, J. Prausnitz, and R. Scott, *Regular and Related Solution* (c) 1970 by Litton Educational Publishing Inc. 经 Van Nostrand Co. 办人许可重印。

1.20 活度系数关联式和液－液平衡数据

由 70℃(158°F或 343K)时水(1)/三氯乙烯(2)系统的溶解度实验数据计算 Van Laar 方程和三下标 Redlich－Kister 方程的系数。Van Laar 方程为

$$\lg\gamma_1 = \frac{A_{1,2}}{\left(1+\frac{A_{1,2}X_1}{A_{2,1}X_2}\right)^2} \qquad \lg\gamma_2 = \frac{A_{2,1}}{\left(1+\frac{A_{2,1}X_2}{A_{1,2}X_1}\right)^2}$$

Redlich-Kister 方程为

$$g^E/(RT) = X_1X_2[B_{1,2} + C_{1,2}(2X_1 - 1)]$$

由关系式 $\ln\gamma_i = \{\delta[g^E/(RT)]/\delta X_i\}$ 得

$$\ln\gamma_i = X_1X_2[B_{1,2} + C_{1,2}(X_1 - X_2)] + X_2[B_{1,2}(X_2 - X_1) + C_{1,2}(6X_1X_2 - 1)]$$

在这些方程中 γ_1 和 γ_2 分别为组分 1 和 2 的活度系数，X_1 和 X_2 分别为组分 1 和 2 的摩尔分数，$A_{1,2}$和 $A_{2,1}$为 Van Laar 系数，$B_{1,2}$和 $C_{1,2}$为 Redlich-Kister 系数，R 为气体常数，T 为系统热力学温度。

利用摩尔分数表示的 70℃时的溶解度数据为：富水相中水的摩尔分数 $X_1^W = 0.9998$；富水相中三氯乙烯的摩尔分数 $X_2^W = 0.0001848$；富三氯乙烯相中水的摩尔分数 $X_1^O = 0.007463$；富三氯乙烯相中三氯乙烯的摩尔分数 $X_2^O = 0.9925$。

【计算步骤】

1. 估计 Van Laar 常数 在富水相中

$$\lg\gamma_1^W = \frac{A_{1,2}}{\left[1+\frac{A_{1,2}\times 0.9998}{A_{2,1}\times 0.0001848}\right]^2} = \frac{A_{1,2}}{[1+5410.2A_{1,2}/A_{2,1}]^2}$$

$$\lg\gamma_2^W = \frac{A_{2,1}}{\left[1+\frac{A_{2,1}\times 0.0001848}{A_{1,2}\times 0.9998}\right]^2} = \frac{A_{2,1}}{[1+(0.0001848A_{2,1})/A_{1,2}]^2}$$

在富三氯乙烯相中

$$\lg\gamma_1^O = \frac{A_{1,2}}{\left[1+\frac{A_{1,2}\times 0.007463}{A_{2,1}\times 0.9925}\right]^2} = \frac{A_{1,2}}{[1+(0.007520A_{1,2})/A_{2,1}]^2}$$

$$\lg\gamma_2^O = \frac{A_{2,1}}{\left[1+\frac{A_{2,1}\times 0.9925}{A_{1,2}\times 0.007463}\right]^2} = \frac{A_{2,1}}{[1+(132.99A_{2,1})/A_{1,2}]^2}$$

现在，在液－液平衡时，在富水相和富有机相中组分 i 的分压是相等的，分压 $\overline{P}_i = P_i^*\gamma_iX_i$，式中 P_i^* 为组分 i 的蒸气压。因此 $\gamma_1^O/\gamma_1^W = K_1 = 0.9998/0.007463 = 134$，和 $\gamma_2^O/\gamma_2^W = K_2 = 0.0001848/0.9925 = 0.0001862$。

由 Van Laar 方程，

$$\lg\gamma_1^O - \lg\gamma_1^W = \lg K_1$$

$$= \frac{A_{1,2}}{[1+(0.007520A_{1,2})/A_{2,1}]^2} - \frac{A_{1,2}}{[1+(5410.2A_{1,2})/A_{2,1}]^2}$$

代入 K_1 并整理

$$A_{1,2}^2 + 0.0246A_{2,1}^2 + 132.9788A_{1,2}A_{2,1} - 62.5187A_{1,2}^2A_{2,1} = 0 \tag{1.2}$$

类似地有

$$\lg\gamma_2^{\mathrm{O}} - \lg\gamma_2^{\mathrm{W}} = \lg K_2 = \frac{A_{2,1}}{[1 + (132.99A_{2,1})/A_{1,2}]^2} - \frac{A_{2,1}}{[1 + (0.0001848A_{2,1})/A_{1,2}]^2}$$

代入 K_2 并整理

$$A_{1,2}^2 + 0.02456A_{2,1}^2 + 132.8999A_{1,2}A_{2,1} + 35.6549A_{1,2}A_{2,1}^2 = 0 \tag{1.3}$$

联立求解式 1.2 和式 1.3 得 Van Laar 常数，$A_{1,2} = 2.116$ 和 $A_{2,1} = -3.710$。

2. 估计 Redlich – Kister 系数

$$\lg(\gamma_1^{\mathrm{O}}/\gamma_1^{\mathrm{W}}) = \lg K_1$$
$$= B_{1,2}(X_2^{2,\mathrm{O}} - X_2^{2,\mathrm{W}}) + C_{1,2}[(X_2^{2,\mathrm{O}})(4X_1^{\mathrm{O}} - 1) - (X_2^{2,\mathrm{W}})(4X_1^{\mathrm{W}} - 1)] \tag{1.4}$$

$$\lg(\gamma_2^{\mathrm{O}}/\gamma_2^{\mathrm{W}}) = \lg K_2$$
$$= B_{1,2}(X_1^{2,\mathrm{O}} - X_1^{2,\mathrm{W}}) + C_{1,2}[(X_1^{2,\mathrm{O}})(1 - 4X_2^{\mathrm{O}}) - (X_1^{2,\mathrm{W}})(1 - 4X_2^{\mathrm{W}})] \tag{1.5}$$

代入数值并联立求解式 1.4 和式 1.5 得 Redich – Kister 常数，$B_{1,2} = 2.931$ 和 $C_{1,2} = 0.799$。

相关计算　本例概述了由部分互溶系统的相互溶解度数据求取液相活度系数模型中的系数的方法。利用这些模型计算活度系数和进行相平衡计算将在第 3 章中讨论。这可用于由有限的实验数据估算液液系统中各相的组成。在通常的温度和压力下，实验获得二共存相的组成是简单的，而且在技术文献中有丰富的 25℃(77°F)和常压下各种二元和三元系统的实验结果。例 1.21 将说明如何将同样的方法用于气 – 液平衡数据。

1.21　活度系数关联式和气 – 液平衡数据

由表 1.11 所提供的乙醇(1)/甲苯(2)系统的等温气 – 液平衡数据进行下列计算：(a)假定液相和气相分别服从 Raoult 定律和 Dalton 定律，计算气相组成；(b)计算无限稀释活度系数 γ_1^{∞} 和 γ_2^{∞}；(c)利用共沸点的数据和无限稀释活度系数计算 Van Laar 参数；(d) 利用共沸点的数据和无限稀释活度系数计算 Wilson 参数。

表 1.11　乙醇(1)/甲苯(2)系统 55℃时的气 – 液平衡数据

P/mmHg (1)	X_1^{exp} (2)	Y_1^{exp} (3)	Y_1P/ mmHg (4)	Y_2P/mmHg (5)	Y_1(理想) (6)	$\ln\gamma_1^{\mathrm{exp}}$ (7)	$\ln\gamma_2^{\mathrm{exp}}$ (8)	$\left(\frac{G^{\mathrm{E}}}{X_1X_2RT}\right)^{\mathrm{exp}①}$ (9)
114.7	0.0000	0.0000	0.0000	114.7	0.0000	(2.441)②	0.0000	(2.441)②
144.2	0.0120	0.2127	30.7	113.5	0.0233	2.213	0.002	2.407
194.6	0.0400	0.4280	83.3	111.3	0.0575	2.010	0.011	2.369
243.0	0.1000	0.5567	135.3	107.7	0.1151	1.577	0.043	2.182
294.5	0.4000	0.6699	197.3	97.2	0.3798	0.568	0.345	1.809
308.2 (共沸点)	0.7490	0.7490	230.8	77.4	0.6795	0.097	0.988	1.706
305.7	0.8400	0.7994	244.4	61.3	0.7683	0.040	1.206	1.686
295.2	0.9400	0.8976	265.0	30.2	0.8903	0.008	1.480	1.708
279.6	1.0000	1.0000	279.6	0.0000	1.0000	0.000	(1.711)②	(1.711)②

① 上标$^{\mathrm{exp}}$表示实验值。
② 数值由作图外推确定。

对二元系统，Van Laar 方程为

$$\lg\gamma_1 = \frac{A_{1,2}}{\left(1 + \frac{A_{1,2}X_1}{A_{2,1}X_2}\right)^2} \text{ 和 } \lg\gamma_2 = \frac{A_{2,1}}{\left(1 + \frac{A_{2,1}X_2}{A_{1,2}X_1}\right)^2}$$

或

$$A_{1,2} = \lg\gamma_1\left(1 + \frac{X_2\lg\gamma_2}{X_1\lg\gamma_1}\right)^2 \quad \text{和} \quad A_{2,1} = \lg\gamma_2\left(1 + \frac{X_1\lg\gamma_1}{X_2\lg\gamma_2}\right)^2$$

Wilson 方程为

$$G^E/(RT) = -X_1\ln(X_1 + X_2G_{1,2}) - X_2\ln(X_2 + X_2G_{1,2})$$

$$\ln\gamma_1 = -\ln(X_1 + X_2G_{1,2}) + X_2\left[\frac{G_{1,2}}{(X_1 + X_2G_{1,2})} - \frac{G_{2,1}}{(X_2 + X_2G_{2,1})}\right]$$

$$\ln\gamma_2 = -\ln(X_2 + X_2G_{2,1}) - X_1\left[\frac{G_{1,2}}{(X_1 + X_2G_{1,2})} - \frac{G_{2,1}}{(X_2 + X_2G_{2,1})}\right]$$

$$G^E/X_1X_2RT = \ln\gamma_1/X_2 + \ln\gamma_2/X_1$$

在这些方程中 γ_1 和 γ_2 分别为组分 1 和 2 的活度系数，G^E 为 Gibbs 摩尔过量自由能，$A_{1,2}$和 $A_{2,1}$为 Van Laar 参数，$G_{1,2}$和 $G_{2,1}$为 Wilson 参数，即

$$G_{i,j} = \frac{V_j}{V_i}e^{-a_{i,j}/RT} \quad i \neq j$$

$a_{i,j}$是 Wilson 常数($a_{i,j} \neq a_{j,i}$和 $G_{i,j} \neq G_{j,i}$)，X_1 和 X_2 分别为组分 1 和 2 的液相摩尔分数，Y_1 和 Y_2 分别为组分 1 和 2 的汽相摩尔分数，R 为气体常数，T 为系统热力学温度。

【计算步骤】

1. 计算气相组成，忽略液相和气相的非理想性 根据 Raoult 定律和 Dalton 定律，$Y_1 = X_1P_1^O/P$，$Y_2 = X_2P_2^O/P$ 或 $Y_2 = 1 - Y_1$，式中 P^O 为蒸气压，P 为系统总压。现在，$P_1^O = 279.6$ mmHg(此压力值对应于 $X_1 = Y_1 = 1$)，和 $P_2^O = 114.7$mmHg(此压力值对应于 $X_2 = Y_2 = 1$)。

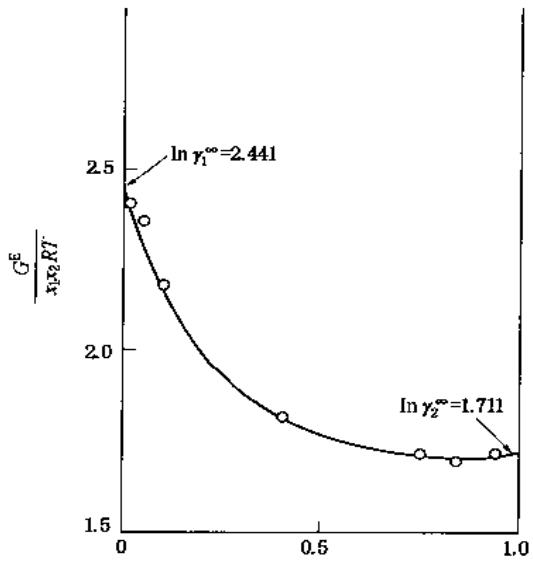


图 1.13 图解求取无限稀释活度系数(例 1.21)

利用前述方程计算的气相组成如表 1.11 中第 6 列所示。

2. 由 $X-Y$ 的实验值计算活度系数的对数 假定气相为理想气体，活度系数可表示为 $\gamma_1 = PY_1/(X_1P_1^O)$和 $\gamma_2 = PY_2/(X_2P_2^O)$。利用前述方程计算的活度系数的自然对数如表 1.11 中第 7、8 列所示。

3. 计算无限稀释活度系数 首先计算 $G^E/X_1X_2RT = \ln\gamma_1/X_2 + \ln\gamma_2/X_1$。利用前述方程计算的函数 G^E/X_1X_2RT 如表 1.11 中第 9 列所示。

然后，通过将 G^E/X_1X_2RT 作图外推到 $X_1 = 0$ 和 $X_2 = 0$(图 1.13)求得无限稀释活度系数。于是，$\ln\gamma_1^\infty = 2.441$ 和 $\ln\gamma_2^\infty = 1.711$，所以 $\gamma_1^\infty = 11.48$ 和 $\gamma_2^\infty = 5.53$。

4. 由共沸数据计算 Van Laar 参数　在共沸点，$X_1 = 0.7490$，$X_2 = 1 - X_1 = 0.251$，和 $\ln\gamma_1 = 0.097$ 和 $\ln\gamma_2 = 0.998$(见表 1.11)。因此，

$$A_{1,2} = \frac{0.097}{2.303}\left(1 + \frac{0.251 \times 0.988 \times 2.303}{0.749 \times 0.097 \times 2.303}\right)^2$$
$$= 0.820 \quad (\ln\gamma_i = 2.303\lg\gamma_i)$$

和

$$A_{2,1} = \frac{0.988}{2.303}\left(1 + \frac{0.749 \times 0.097 \times 2.303}{0.251 \times 0.988 \times 2.303}\right)^2$$
$$= 0.717$$

5. 由无限稀释活度系数计算 Van Laar 参数　根据定义，$A_{1,2} = \lg\gamma_1^\infty$ 和 $A_{2,1} = \lg\gamma_2^\infty$。因此，$A_{1,2} = 2.441/2.303 = 1.059$，和 $A_{2,1} = 1.711/2.303 = 0.743$。

6. 由共沸数据计算 Wilson 参数　由共沸数据得，

$$0.097 = -\ln(0.749 + 0.251G_{1,2}) + 0.251\left(\frac{G_{1,2}}{0.749 + 0.251G_{1,2}} - \frac{G_{2,1}}{0.251 + 0.749G_{2,1}}\right)$$

和

$$0.988 = -\ln(0.251 + 0.749G_{2,1}) - 0.749\left(\frac{G_{1,2}}{0.749 + 0.251G_{1,2}} - \frac{G_{2,1}}{0.251 + 0.749G_{2,1}}\right)$$

利用试差法求解得 $G_{1,2} = 0.1260$ 和 $G_{2,1} = 0.4429$。

7. 由无限稀释活度系数计算 Wilson 参数　方程是 $\ln\gamma_1^\infty = 2.441 = -\ln G_{1,2} + 1 - G_{2,1}$ 和 $\ln\gamma_2^\infty = 1.711 = -\ln G_{2,1} + 1 - G_{1,2}$。利用试差法求解得 $G_{1,2} = 0.1555$ 和 $G_{2,1} = 0.4209$。

相关计算　这些计算说明如何利用气 - 液平衡数据获得如 Van Laar 方程和 Wilson 方程等活度系数关联式的参数(为达相同目的，液 - 液平衡数据的应用见例 1.20)。如果系统形成共沸物，这些参数可仅由共沸压力和共沸混合物组成的测定值求得。如果可获得无限稀释活度系数，Van Laar 方程的二个参数可直接得到，而 Wilson 方程的二个参数可如本例题所示求解得到。

原则上，这些参数均可由最低限度的实验数据求得。如果能得到一系列组成的气 - 液平衡数据，那么给定的过量自由能模型中的参数可用数值回归方法求得。在每种情况中的拟合优度取决于方程形式的适用性。如果 $G^E/(X_1X_2RT)$对 X_1 的标绘接近直线，采用 Margules 方程(见第 3 章)。如果 X_1X_2RT/G^E 对 X_1 的标绘为线性的，采用 Van Laar 方程。如果上述二种标绘均不接近线性，采用 Wilson 方程或其它某种有二个以上参数的模型。

利用活度系数关联方程计算活度系数和进行相平衡计算在第 3 章中讨论。更详尽的论述可参阅 Prausnitz 的著作[3]。

1.22　汇聚压力气 - 液平衡 K 值

在一天然气加工厂中(图 1.14)，流率为 1000lb·mol/h(453.6kg·mol/h)含 5%(mol)氮气、65%甲烷和 30%乙烷的气流从 80psia(552kPa)、70°F(294K)压缩至 310 psia (2137kPa)、260°F (400K)，然后在一系列热交换器(一个水冷却器和二个冷冻换热器)中冷却使进料物流部分液化。在 310psia (2070kPa)、-100°F(200K)的分离罐中从气体中分离液体，然后将液体泵送至流程的另一部分。离开分离罐的气体直接送入有 15 块塔板的吸收塔。

在吸收塔中，气体与 250kg·mol/h 的液态丙烷逆流接触，丙烷吸收气体中 85%的乙烷、

9%的甲烷，氮气的吸收量可忽略。由液体丙烷和被吸收组分组成的塔底物流被加压至500psia(3450kPa)，并将该物流在送往流程中的另一工段前在热交换器中加热到50°F(283K)。在－60°F(222K)下离开塔顶的气体由未被吸收的组分和部分由液体丙烷吸收介质气化的丙烷组成。

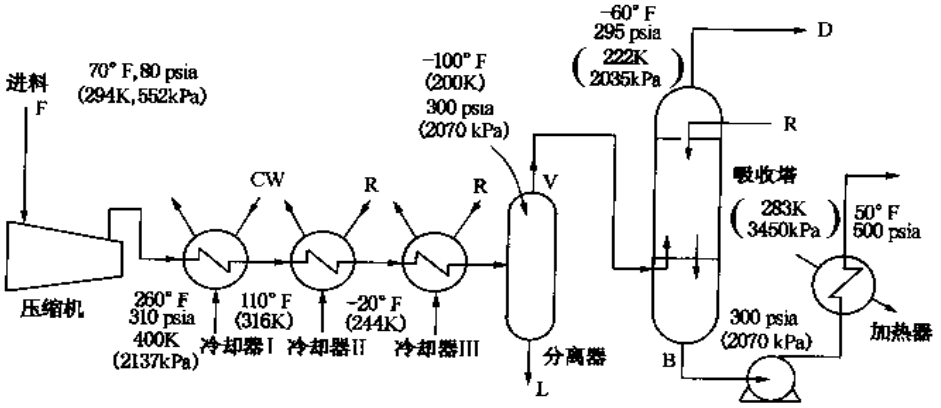


图 1.14 天然气加工厂部分流程图(例 1.22)

a. 冷凝将在冷却器序列中的哪个换热器开始？假定汇聚压力为 800 psia(5520kPa)。

b. 在离开吸收塔顶的气体中有多少丙烷？仍假定汇聚压力为 800 psia(5520kPa)。

c. 在加热吸收塔底出口物流的换热器中是否会发生气化？

利用汇聚压力气液平衡 K 值图(图 1.15～图 1.26)。

【计算步骤】

1. 计算进料的露点平衡 在恒定压力且剩余的汽相与初始汽相混合物组成相同的条件下冷却气体形成第一滴液体时气体处于露点温度。在露点条件下，$Y_i = N_i = K_i X_i$，或 $X_i = N_i/K_i$，和 $\sum N_i/K_i = 1.0$，式中 Y_i 是组分 i 在气相中的摩尔分数，X_i 是组分 i 在液相中的摩尔分数，N_i 是组分 i 在初始混合物中的摩尔分数，而 K_i 是气液平衡 K 值。

计算 310psia 压力下限混合物的露点温度，并假定汇聚压力为 800 psia。在各种假设温度和 310psia 压力下甲烷、氮和乙烷的 K 值可由图 1.15、图 1.18 和图 1.21 查得，并和相应的 N_i/K_i 一起列于表 1.12。在露点温度下，将后者加和将等于 1.0。由表可看出露点应在－60°F到－50°F之间(222K 到 227K)。因此，将在热交换器序列的最后一个热交换器中发生冷凝，因为该热交换器将物流温度由－20°F(244K)降低到－100°F(200K)。

表 1.12 例 1.22 中进料气体露点温度的计算(汇聚压力 = 800psia)

		假设温度							
		0°F		－50°F		－100°F		－60°F	
组分 i	摩尔分数 N_i	K_i	N_i/K_i	K_i	N_i/K_i	K_i	N_i/K_i	K_i	N_i/K_i
甲烷	0.65	3.7	0.176	3.1	0.210	2.6	0.250	3.0	0.217
氮	0.05	18.0	0.003	16.0	0.003	12.0	0.004	15.0	0.003
乙烷	0.30	0.8	0.375	0.45	0.667	0.17	1.765	0.35	0.857
总计	1.00		0.554		0.880		2.019		1.007

2. 估算离开分离器的液相和气相组成 在分离器条件－100°F和 310psia 下，由关系式

$$L_i = F_i/[1 + (V/L)/K_i]$$

估计气相对液相摩尔比 V/L。上式中 L_i 是组分 i 在液相中的摩尔数，F_i 是组分 i 在进料中的摩尔数(由题述给定)，而 K_i 是该组分的气液平衡 K 值，可由图 1.15、图 1.18 和图 1.21 查得。用试差法求得 V/L：利用已知的 F_i 和 K_i，假设 V/L 的数值并计算相应的 L_i；将这些 L_i 加和得到每小时液相的总摩尔数，并从 1000mol/h(由题述给定)中减去液相的总摩尔数得到每小时气相的总摩尔数；取气、液二相总摩尔数的比值，并与假设的 V/L 比较。这

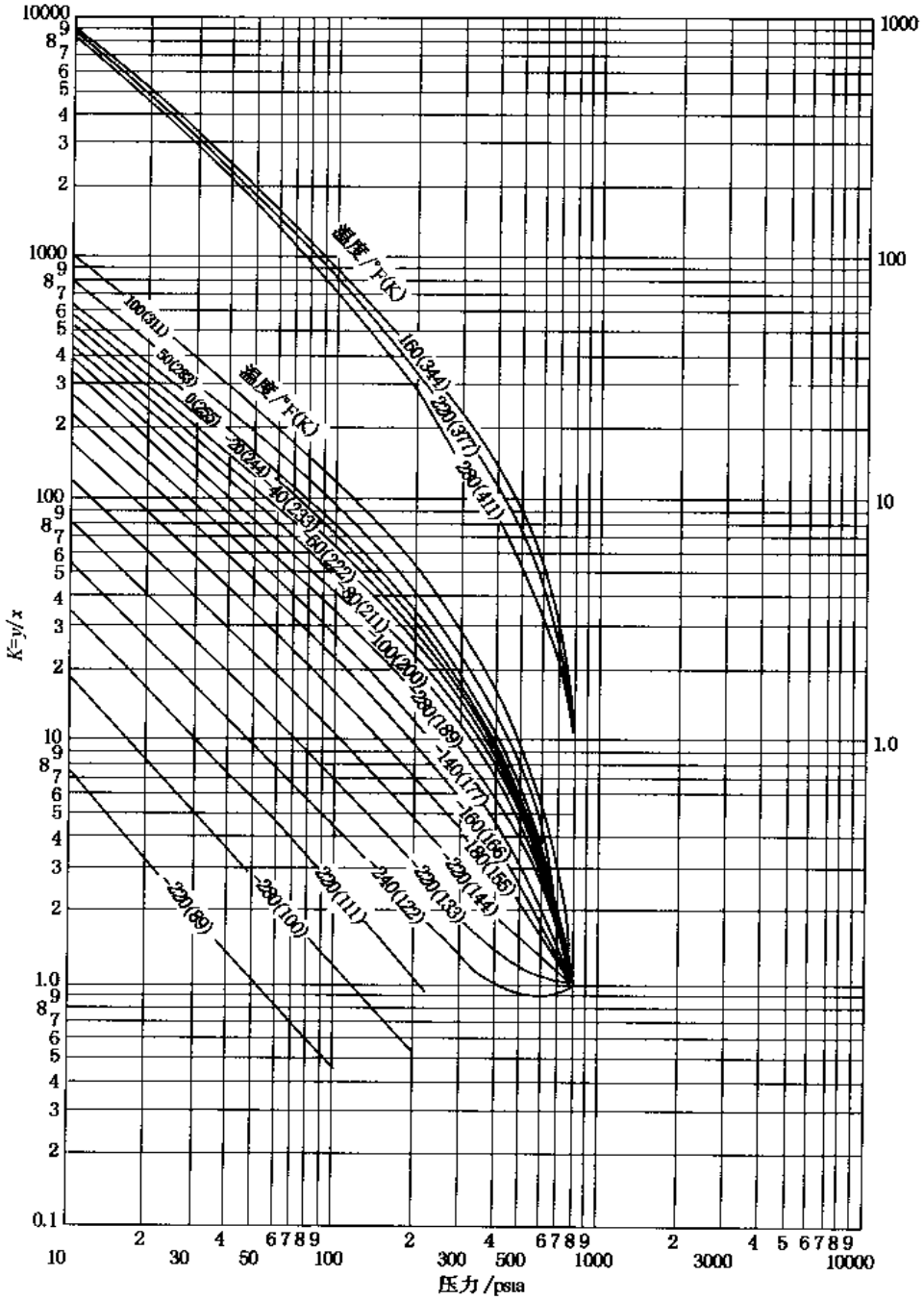


图 1.15　氮的 K 值；汇聚压力 = 800 psia
(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

种试差解法求得 $V/L=2.2$，求解过程摘录于表 1.13。于是离开分离器的液相组成(即对应于 $V/L=2.2$ 的 L_i)列于该表的倒数第二列中。气相组成(以每小时各组分的摩尔数表示)可由每小时进料中各组分的摩尔数减去液相摩尔数得到，列于该表的最后一列。

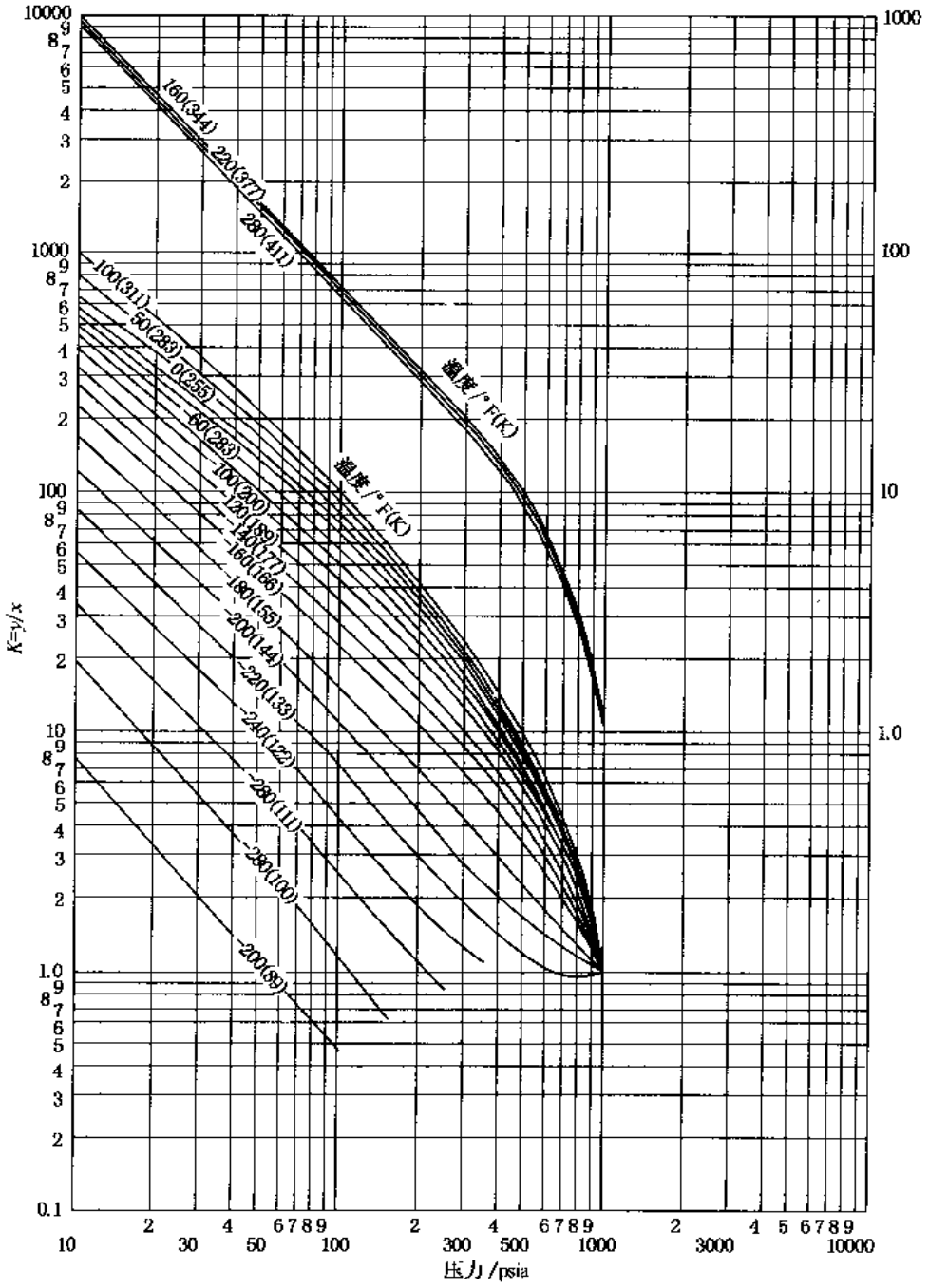


图 1.16 氮的 K 值；汇聚压力 = 1000 psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

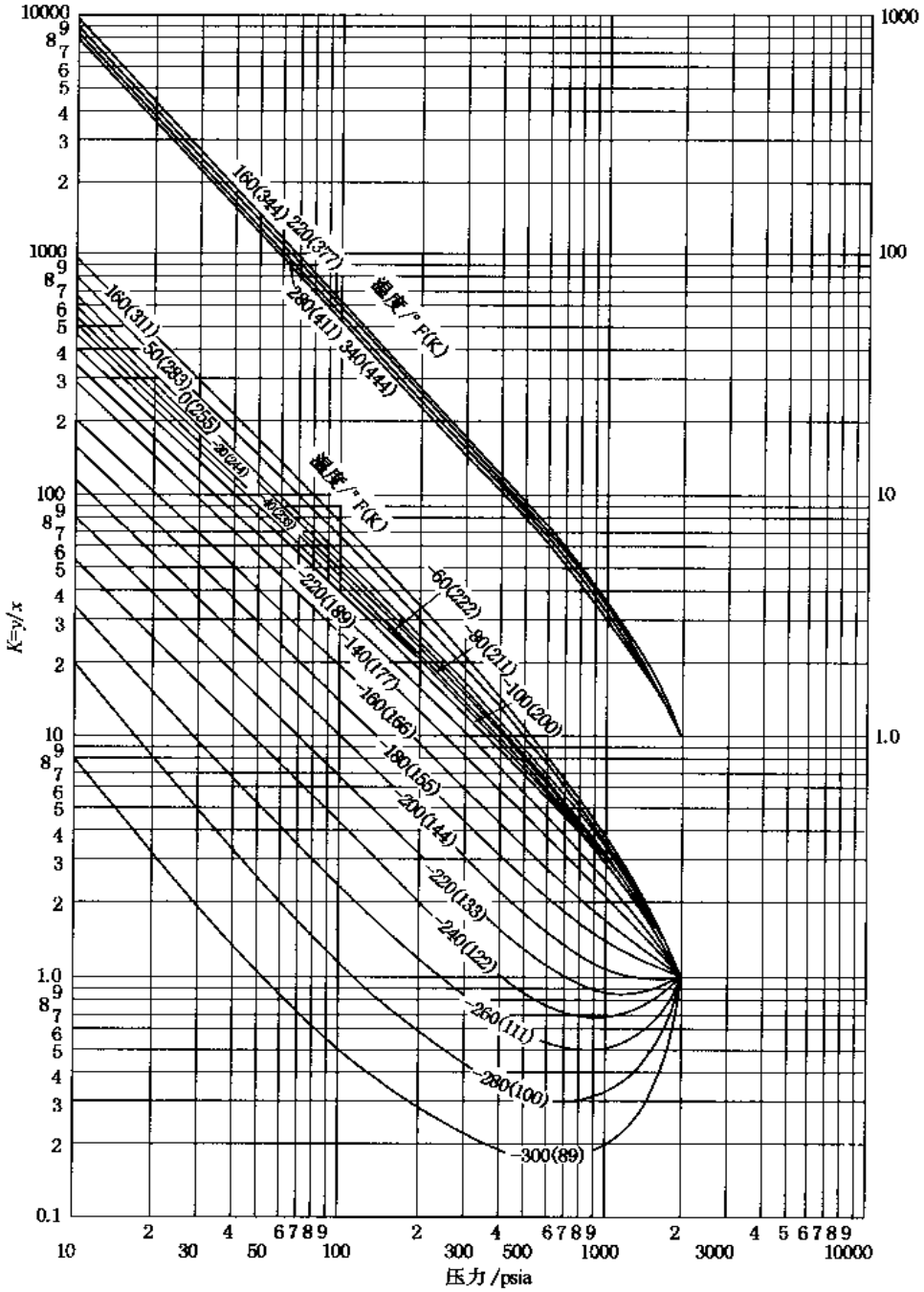


图 1.17　氮的 K 值；汇聚压力 = 2000 psia

（注：1 psia = 6.895kPa）（获 NGPA 允许）

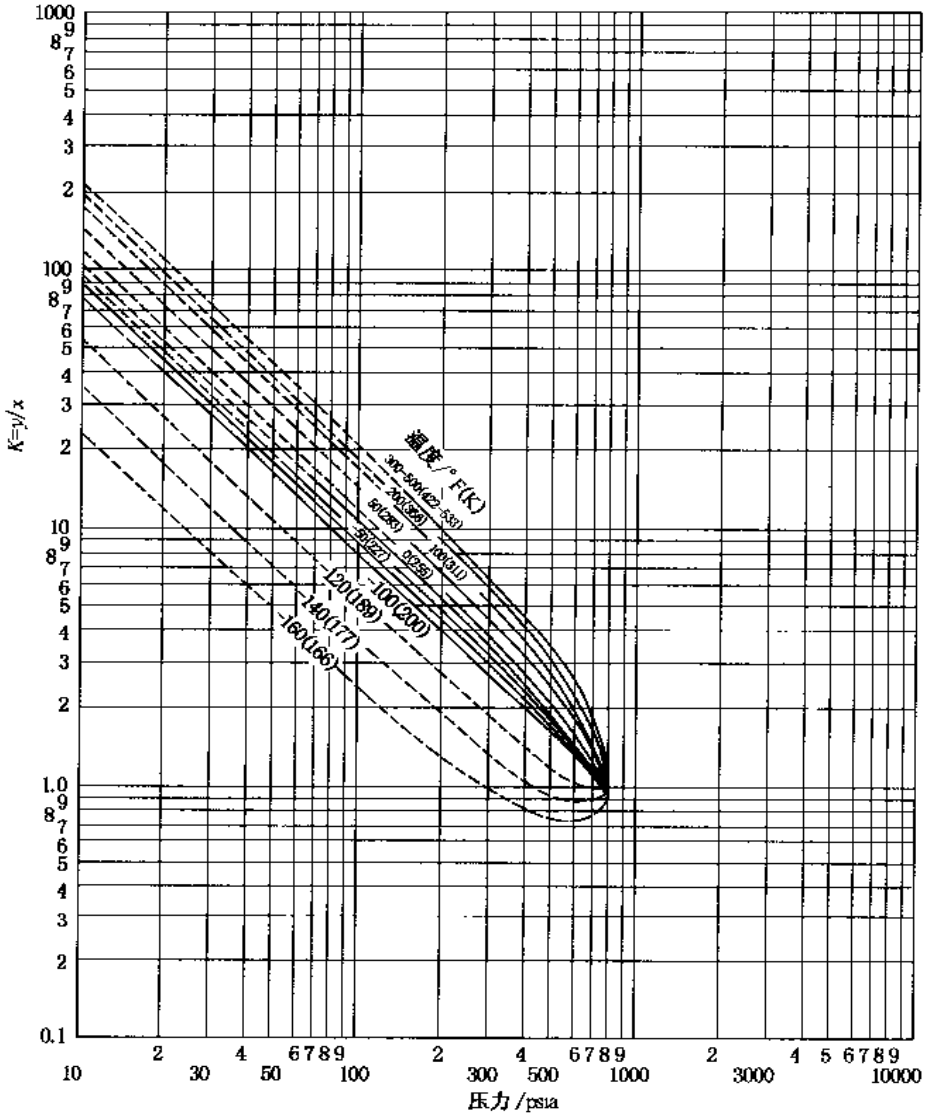


图 1.18 甲烷的 K 值；汇聚压力 = 800 psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

表 1.13 例 1.22 的平衡闪蒸计算(汇聚压力 = 800 psia;进料流率 = 1000mol/h)

组分 i	F_i lb·mol/h	K_i 在 −100°F，300psia 下	L_i/(lb·mol/h)在假设的 V/L 下					V_i/(lb·mol/h) $V/L=2.2$
			1	2	2.5	2.3	2.2	
甲 烷	650	2.6	180.6	104.8	86.7	93.1	96.7	553.3
氮	50	12.0	3.8	2.0	1.6	1.7	1.8	48.2
乙 烷	300	0.18	254.2	220.6	206.9	212.2	214.9	85.1
总 计	1000		438.6	327.4	295.2	307	313.4	686.6
$V=1000-L$			561.4	672.6	704.8	693	686.6	
求得的 V/L			1.280	2.054	2.388	2.257	2.191 (足够接近)	

3. 计算离开塔顶的气体中丙烷的数量　离开塔顶的气体可假定处于露点；换言之，塔顶混合物的露点为 – 60°F 和 295 psia。在露点下 $\sum (Y_i/K_i) = 1.0$。令塔顶物流中组分 i 的摩尔分数 Y_i 为 D_i/D，式中 D_i 为塔顶物流中组分 i 的流率，D 为塔顶物流的总流率。然后露点方程可整理为 $\sum (D_i/K_i) = D$。那么，物料衡算和离开塔顶的气相物流中各组分的分配可摘录于表 1.14。(从本节未列出的一张图可查得，在露点和 800psia 汇聚压力下，丙烷的 K_i 为 0.084。)因为 $\sum D_i = D$，可写出下列方程并求解的丙烷流率 D_{pr}：

$$206.6 + 11.9D_{pr} = 564.5 + D_{pr}$$

于是，求得 D_{pr}为 32.8 lb·mol/h(14.9 kg·mol/h)(下一步计算需要的离开塔底的丙烷量为 250 – 32.8，或 217.2 lb·mol/h)。

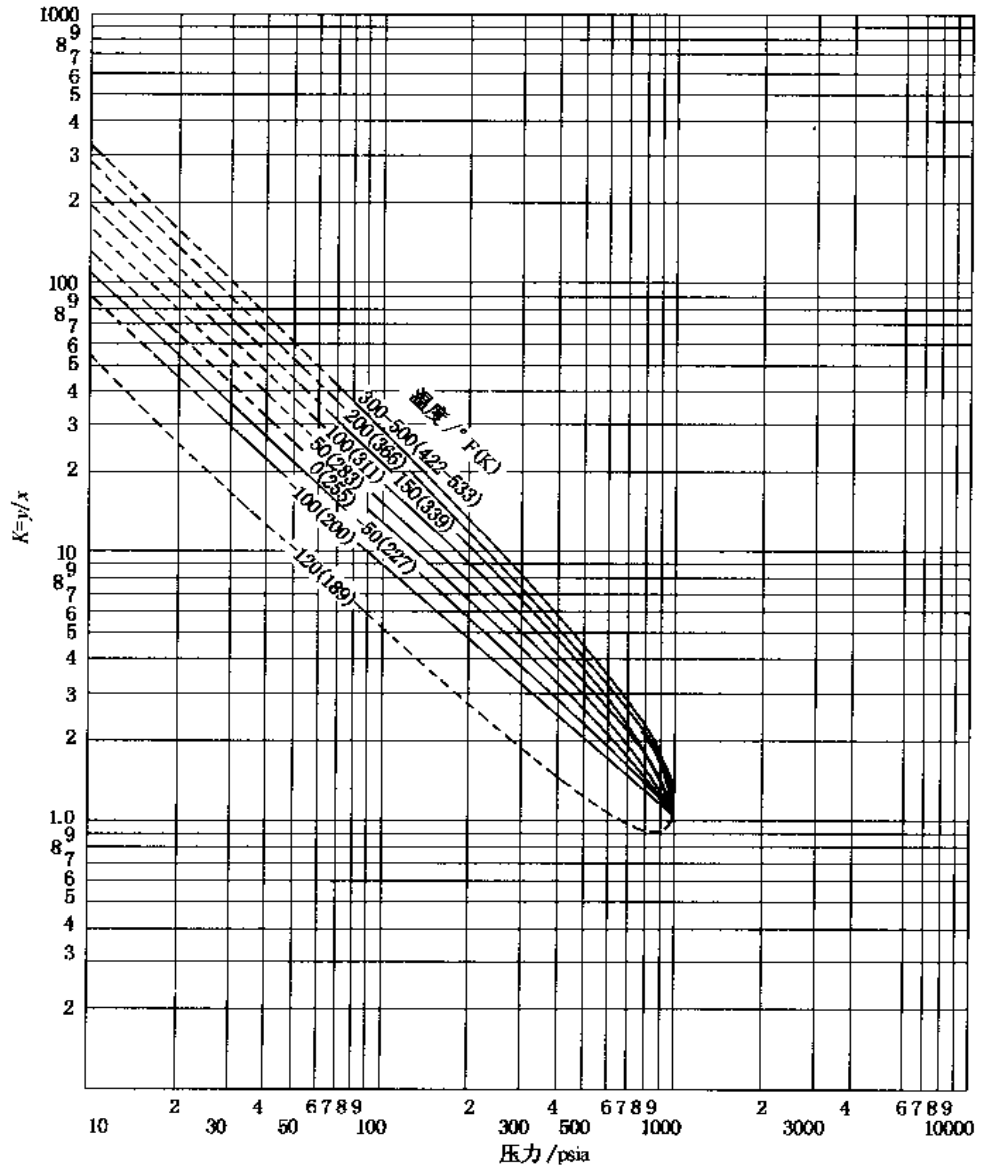


图 1.19　甲烷的 K 值；汇聚压力 = 1000 psia
(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

表 1.14 例 1.22 中吸收塔顶的物流(汇聚压力 = 800 psia)

组分 i	吸收塔进料量 F_i/(lb·mol/h)	吸收分率	吸收量 L_i/(lb·mol/h)	塔顶量 D_i/(lb·mol/h)	-60°F,295psia 下的 K_i	D_i/K_i
氮	48.2	0	0	48.2	15	3.21
甲 烷	553.3	0.09	49.8	503.5	3	167.8
乙 烷	85.1	0.85	72.3	12.8	0.36	35.6
丙 烷	0	—	—	D_{pr}	0.084	$11.9D_{pr}$
总 计	686.6			$(546.5+D_{pr})$		$(206.6+11.9D_{pr})$

4. 计算塔底的汇聚压力 汇聚压力是混合物中所有组分的气液平衡 K 值汇聚于 $K=1.0$ 的压力。汇聚压力的概念用于以经验方式考虑组成的影响。汇聚压力可由系统的临界轨迹确定：对二元系统，汇聚压力是与由二元临界轨迹读得的系统温度相对应的压力。图 1.27 给出了多种烃类二元混合物的临界轨迹。该图成为确定在各 K 值图(图 1.15 到图 1.26)所用的汇聚压力的基础。

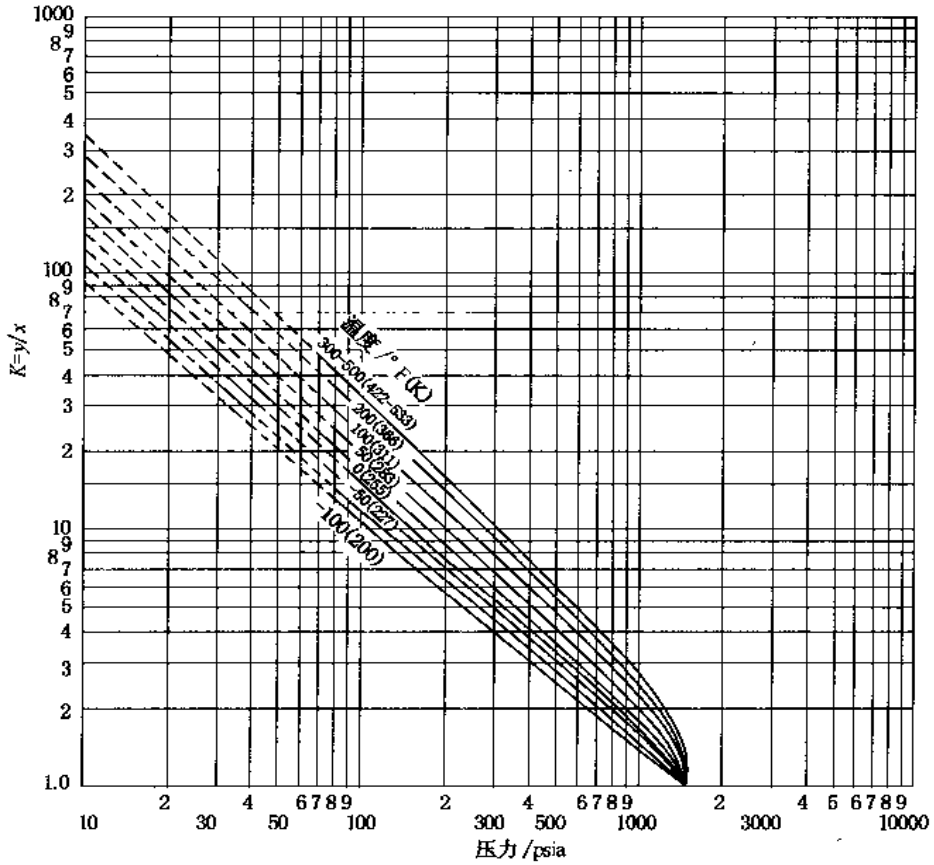


图 1.20 甲烷的 K 值；汇聚压力 = 1500 psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

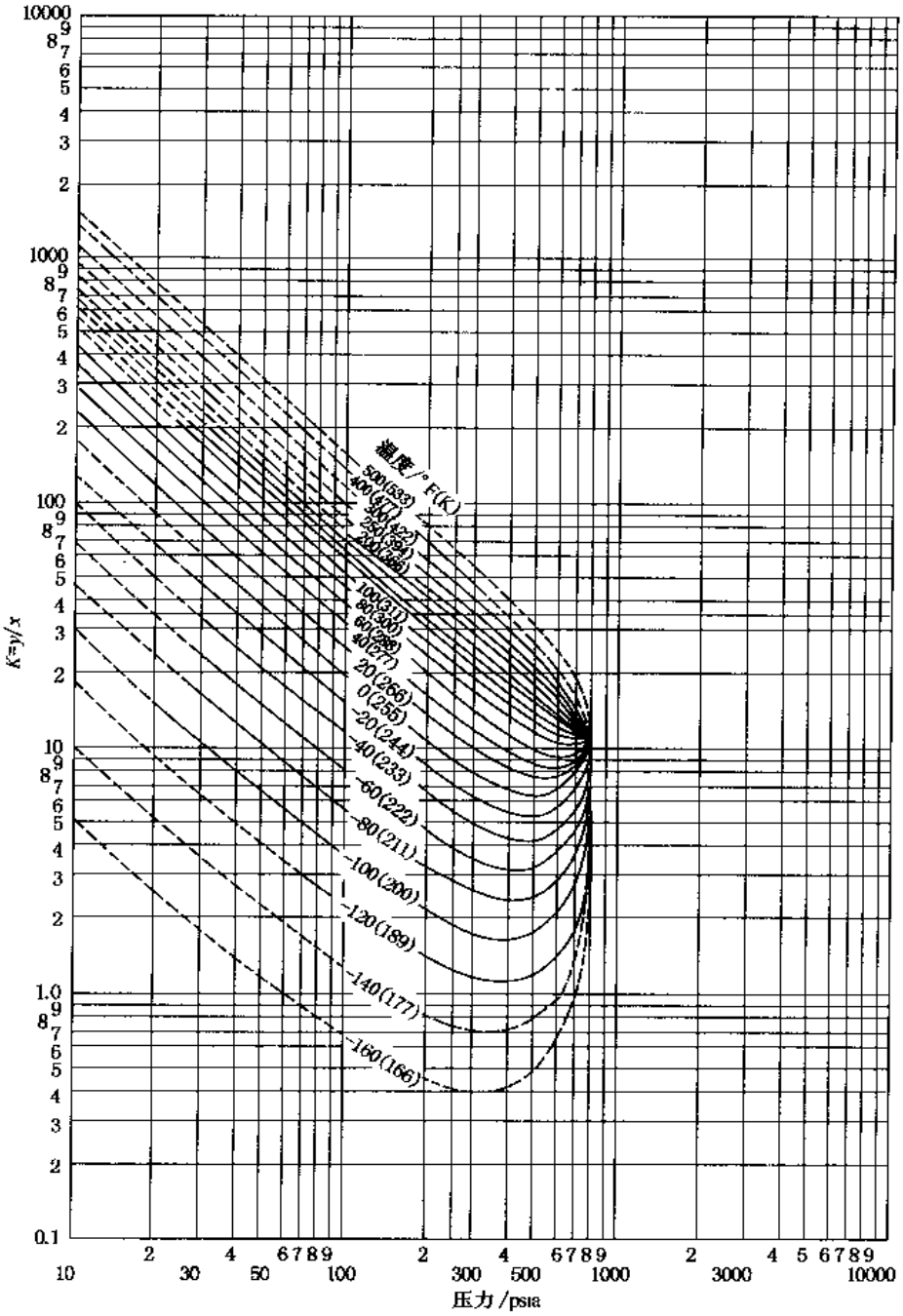


图 1.21　乙烷的 K 值；汇聚压力 = 800 psia

（注：1 psia = 6.895kPa）（获 NGPA 允许）

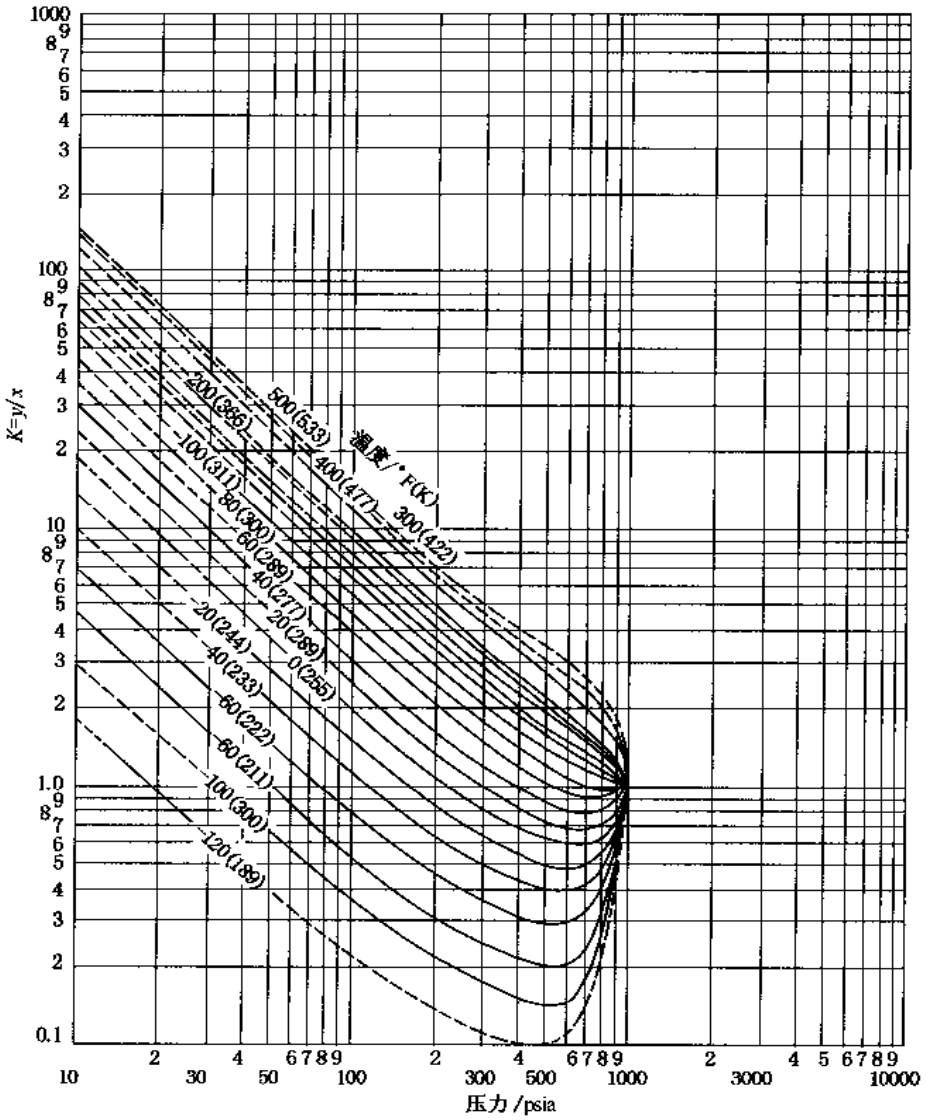


图 1.22 乙烷的 K 值；汇聚压力 = 1000 psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

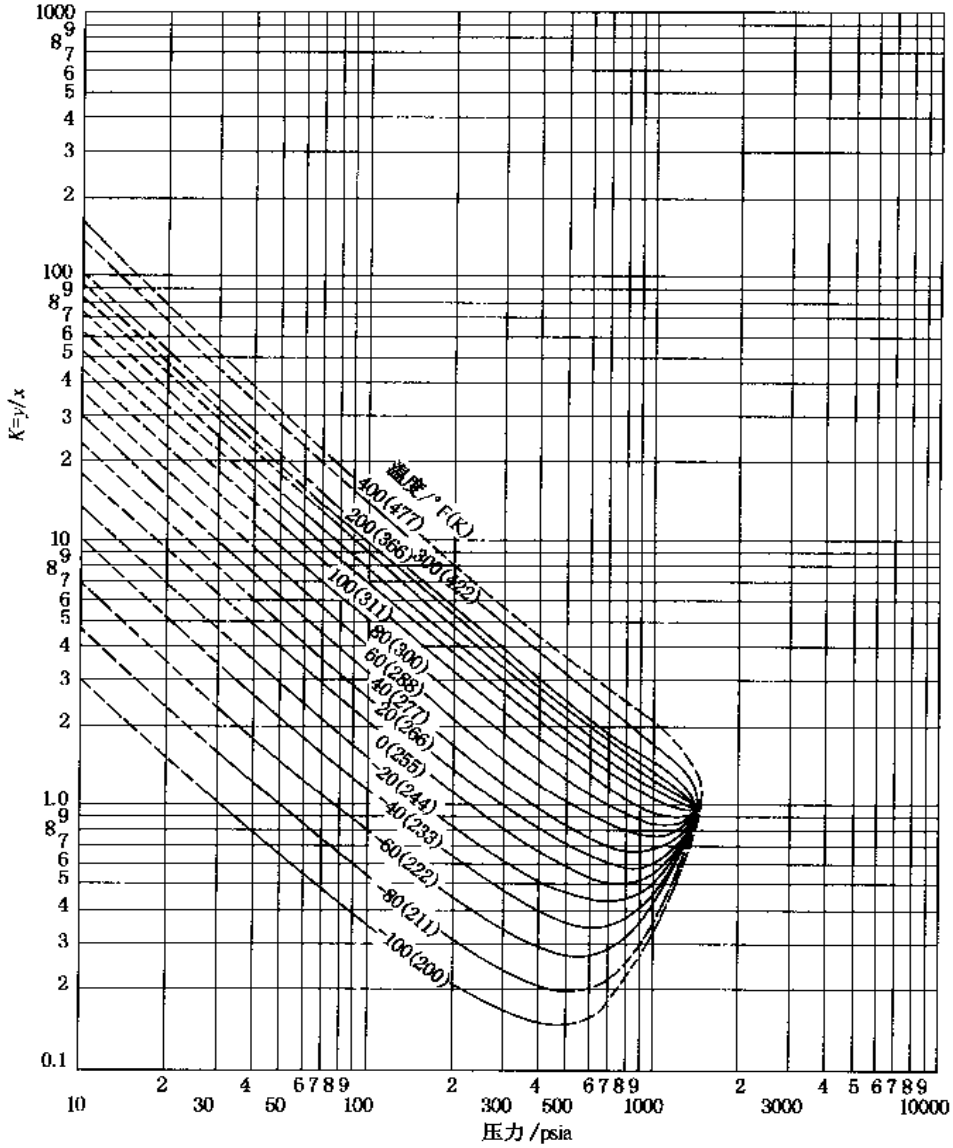


图 1.23　乙烷的 K 值；汇聚压力 = 1500 psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

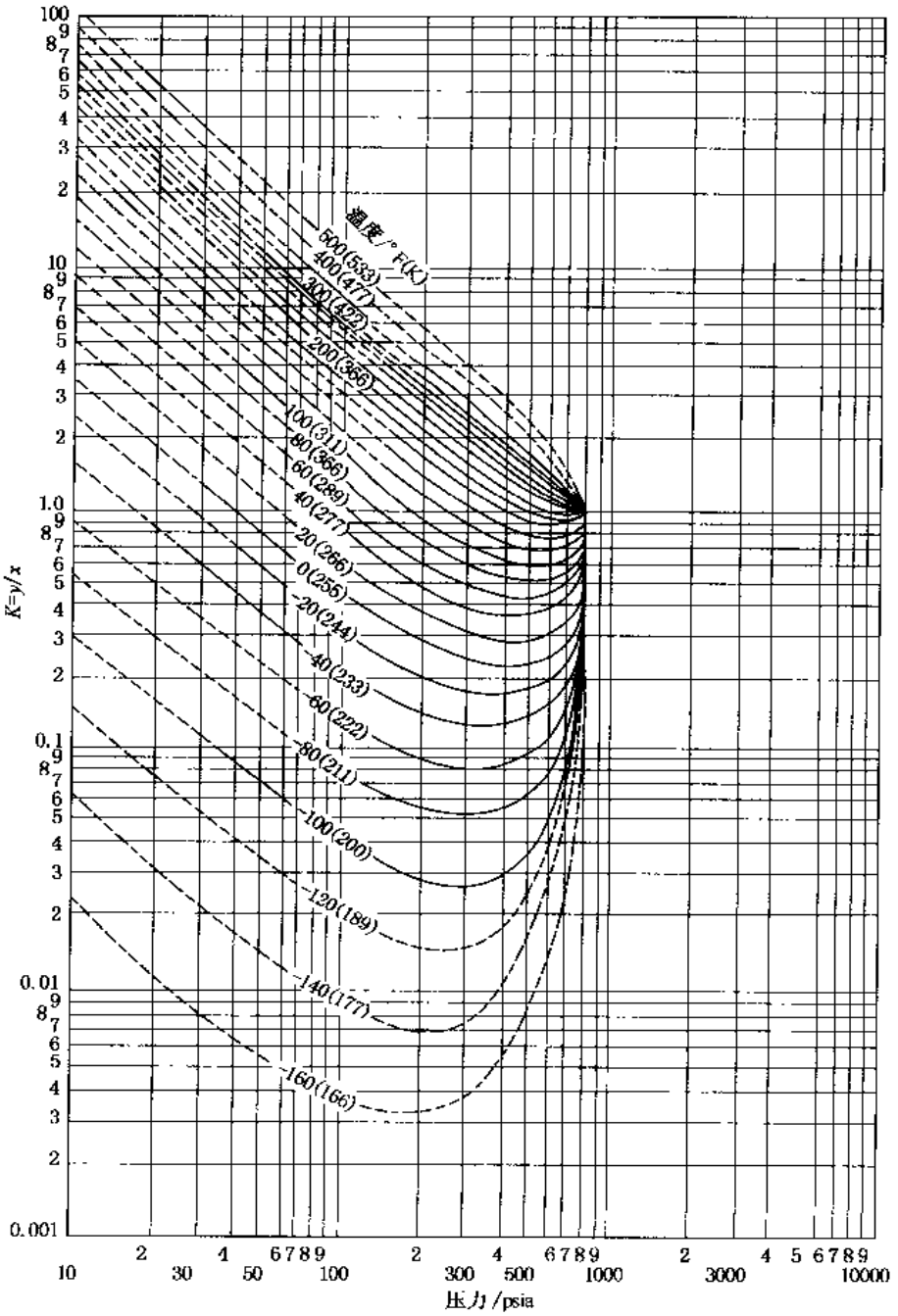


图 1.24 丙烷的 K 值；汇聚压力 = 800psia

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

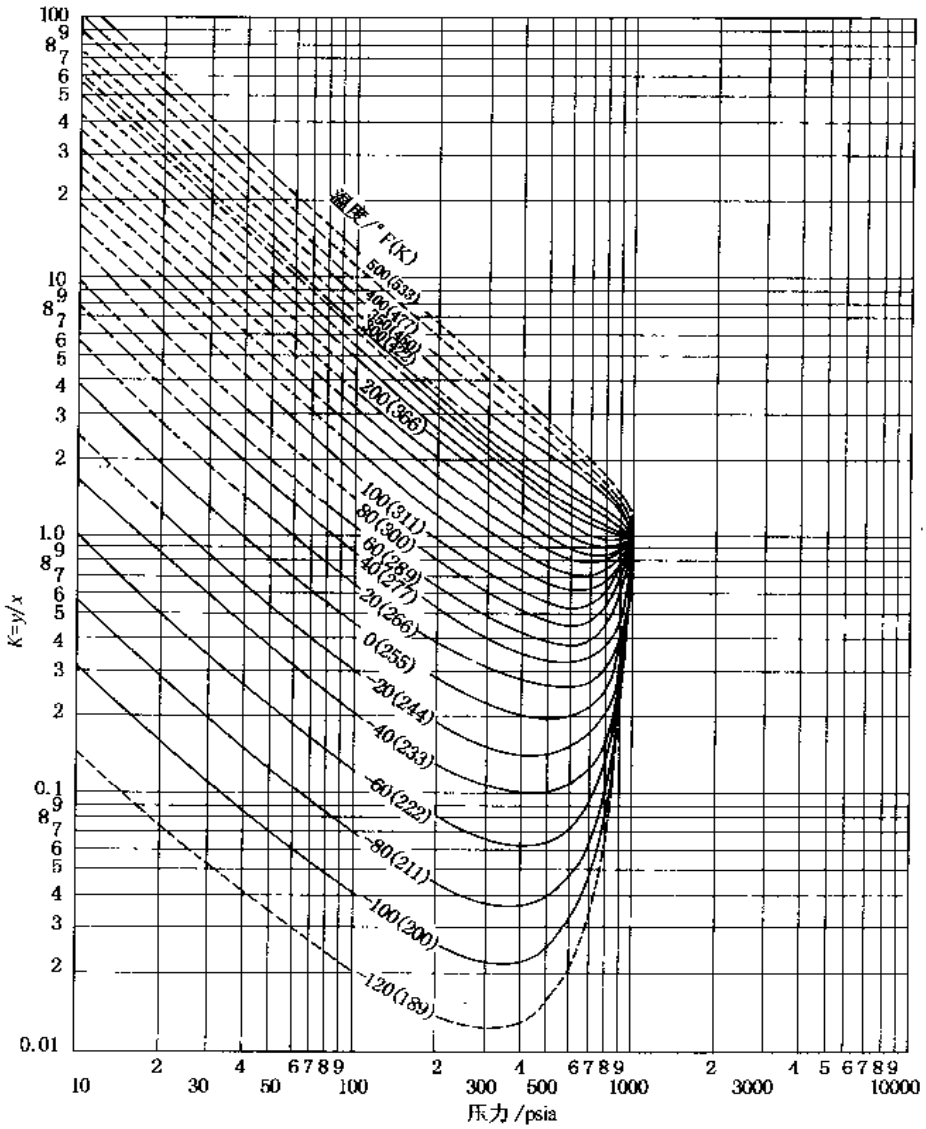


图 1.25　丙烷的 K 值；汇聚压力 = 1000 psia

（注：1 psia = 6.895kPa）（获 NGPA 允许）

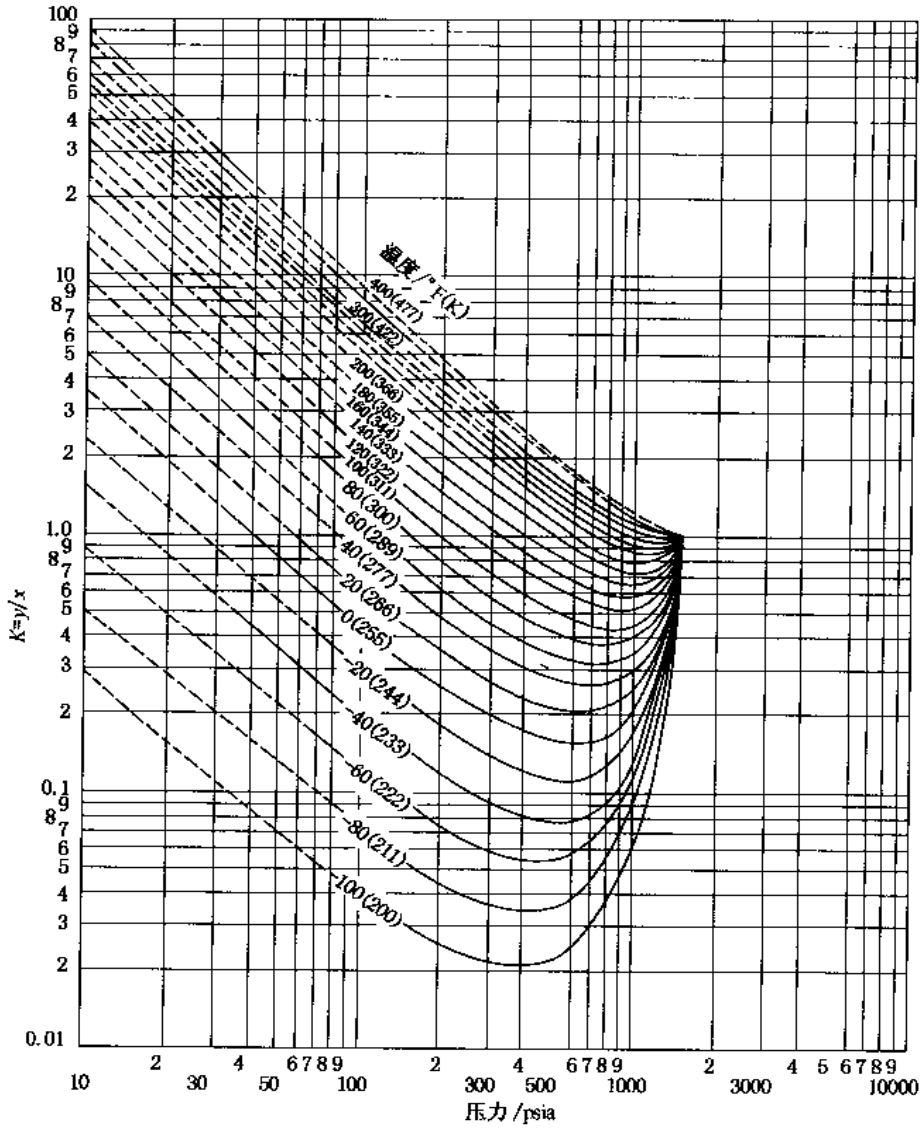


图 1.26 丙烷的 K 值；汇聚压力 = 1500 psia
(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

严格地说，对二元混合物只有当系统温度与混合物临界温度一致时，汇聚压力才等于混合物的临界压力。而且，对多元混合物，汇聚压力既取决于温度，也取决于混合物的液相组成。为了方便，在本 K 值法中，多元混合物被作为虚拟的二元混合物处理。虚拟的二元混合物由轻组分(它是在液相中摩尔分数不少于 0.001 的最轻组分)和代表其余重组分的虚拟重组分组成。虚拟重组分的临界温度和临界压力定义为 $T_{c,\text{heavy}} = \sum W_i T_{c,i}$ 和 $P_{c,\text{heavy}} = \sum W_i P_{c,i}$，式中 W_i 是液相中组分 i 的不含最轻组分基准的质量分数，$T_{c,i}$ 和 $P_{c,i}$ 分别是组分 i 的临界温度和临界压力。用这种方法(概述于表 1.15)计算的虚拟临界常数为 $T_{c,i} = 186.7$°F 和 $P_{c,i} = 633.1$psia。在图 1.27 中确定虚拟二元混合物的($T_{c,\text{light}}$，$P_{c,\text{light}}$)和($T_{c,\text{heavy}}$，$P_{c,\text{heavy}}$)的位置，并通过相邻轨迹间的内插构成用虚线表示的临界轨迹。由临界轨迹读取对应于系统温度的汇

聚压力。于是，在 50°F 和 75°F(283K 和 297K)处，汇聚压力分别为 1400 psia 和 1300 psia 左右。

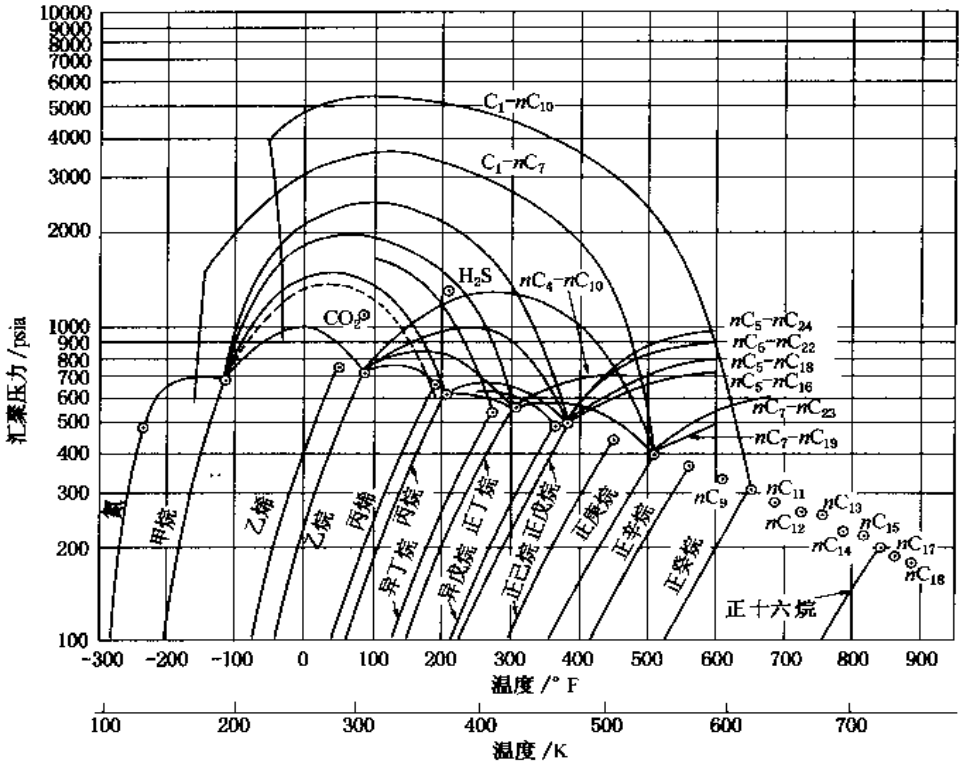


图 1.27　二元混合物的临界轨迹

(注：1 psia = 6.895kPa)(获 NGPA 允许)

表 1.15　例 1.22 中塔底物流的虚拟临界常数

组分	流率 B_i/(mol/h)	相对分子质量/(lb/lb·mol)	流率/(lb/h)	临界温度 $T_{c,i}$/°F	临界压力 $P_{c,i}$/psia	质量分数 W_i	$W_iT_{c,i}$	$W_iP_{c,i}$
甲　烷	49.8	—	—	—	—	—	—	—
乙　烷	72.3	30.07	2174	90.3	709.8	0.169	15.3	120.0
丙　烷	217.2	49.09	10662	206.3	617.4	0.831	171.4	513.1
总　计	339.3		12836			1.000	186.7	633.1

5. 获得汇聚压力 K 值　表 1.16 列出了由在二个不同汇聚压力下，即 1000 psia 和 1500 psia 下，对应于给定温度和压力的适当的图获得的每个组分的 K 值。这些 K 值用于对汇聚压力 1400psia(对应温度 50°F)和 1300psia(对应温度 75°F)进行线性内插。

表 1.16　例 1.22 中的汇聚压力 K 值

	K 值					
	50°F，500 psia			75°F，500 psia		
组分	汇聚压力 = 1000 psia	汇聚压力 = 1500 psia	汇聚压力① = 1400psia	汇聚压力 = 1000psia	汇聚压力 = 1500 psia	汇聚压力① = 1300 psia
CH_4	2.9	4.1	3.86	3.05	4.4	3.86
C_2H_6	0.95	0.93	0.93	1.18	1.2	1.19
C_3H_8	0.36	0.32	0.33	0.46	0.38	0.41

① 线性内插值。

6. 估算塔底物流离开泵和换热器后的泡点温度 在泡点时，$\sum K_iX_i = 1.0$，式中 X_i 是组分 i 在液相混合物中的摩尔分数。令 $X_i = B_i/B$，式中 B_i 是塔底物流中组分 i 的流率，B 是塔底物流总流率。那么泡点方程可重写为 $\sum K_iB_i = B$。利用对应温度 50℉和 75℉的 K_i 值(根据上一步)，我们发现在 50℉时 $\sum K_iB_i$ 为 331.1，而 75℉时 $\sum K_iB_i$ 为 367.3。但是，泡点温度下 $\sum K_iB_i$ 应为 339.3mol/h，即塔底物流总量。因此，通过线性内插，泡点温度为 56℉(286K)，因为离开换热器的物流温度为 50℉(286K)，所以在换热器中不会发生气化。

相关计算 汇聚压力 K 值图为相平衡计算提供了一种有用和快速的方法。天然气加工供应者协会(Natural Gas Processors Suppliers Association)发表了从甲烷到癸烷中每一组分作为压力、温度和汇聚压力函数的非常广泛的气液平衡 K 值图。这些图被广泛用于石油工业。本例说明的方法可用于进行类似计算。泡点和露点的直接计算分别见例 3.10 和例 3.11。

1.23 来自元素的生成热

计算 400K(260℉)时由元素生成 2－甲基丙烯(异丁丙烯)的标准生成热 $\Delta H°_f$ 和标准生成自由能 $\Delta G°_f$:

$$4C(s) + 4H_2(g) \longrightarrow C_4H_8(g)$$

化合物的相对于其元素的标准生成热，当都处于单位活度标准态时可表示为

$$\Delta H°_{f,T} = [(H°_T - H°_0) + \Delta H°_{f,0}]_{化合物} - [\sum (H°_T - H°_0)]_{元素}$$

式中 $\Delta H°_{f,T}$为温度 T 时的标准生成热；$H°_T$ 为温度 T 时化合物或元素的焓；$H°_0$ 为 0K 时化合物或元素的焓；$\Delta H°_{f,0}$为 0K 时的标准生成热。

由同样温度下的元素生成的温度 T 时化合物的标准生成自由能可表示为

$$\left(\frac{\Delta G°_f}{T}\right)_T = \left[\left(\frac{G°_T - H°_0}{T}\right) + \frac{\Delta H°_{f,0}}{T}\right]_{化合物} - \left[\sum \frac{G°_T - H°_0}{T}\right]_{元素}$$

式中 $\Delta G°_f$ 为温度 T 时的标准生成自由能，$G°_T$ 为温度 T 时化合物或元素的标准自由能。

自由能函数和焓函数列于表 1.17 和表 1.18。

表 1.17 0K 以上的焓

	状态	$(H°_T - H°_0)$/[kg·cal/(g·mol)]						
		298.16K	400K	500K	600K	800K	1000K	1500K
甲 烷	g	2.397	3.323	4.365	5.549	8.321	11.560	21.130
乙 烷	g	2.856	4.296	6.010	8.016	12.760	18.280	34.500
乙 烯	g	2.525	3.711	5.117	6.732	10.480	14.760	27.100
乙 炔	g	2.3915	3.5412	4.7910	6.127	8.999	12.090	20.541
丙 烷	g	3.512	5.556	8.040	10.930	17.760	25.670	48.650
丙 烯	g	3.237	4.990	7.076	9.492	15.150	21.690	40.570
正丁烷	g	4.645	7.340	10.595	14.376	23.264	33.540	63.270
2－甲基丙烷(异丁烷)	g	4.276	6.964	10.250	14.070	23.010	33.310	63.050
1－丁烯	g	4.112	6.484	9.350	12.650	20.370	29.250	54.840
2－顺丁烯	g	3.981	6.144	8.839	12.010	19.510	28.230	53.620
2－反丁烯	g	4.190	6.582	9.422	12.690	20.350	29.190	54.710

续表

	状态	$(H°_T - H°_0)$/[kg·cal/(g·mol)]						
		298.16K	400K	500K	600K	800K	1000K	1500K
2－甲基丙烯(异丁烯)	g	4.082	6.522	9.414	12.750	20.490	29.370	55.000
正戊烷	g	5.629	8.952	12.970	17.628	28.568	41.190	77.625
2－甲基丁烷(异戊烷)	g	5.295	8.596	12.620	17.300	28.300	41.010	77.740
2,2－二甲基丙烷(新戊烷)	g	5.030	8.428	12.570	17.390	28.640	41.510	78.420
正己烷	g	6.622	10.580	15.360	20.892	33.880	48.850	92.010
2－甲基戊烷	g	6.097	10.080	14.950	20.520	33.600	48.700	
3－甲基戊烷	g	6.622	10.580	15.360	20.880	33.840	48.800	
2,2－二甲基丁烷	g	5.912	9.880	14.750	20.340	33.520	48.600	
2,3－二甲基丁烷	g	5.916	9.833	14.610	20.170	33.230	48.240	
石　墨	s	0.25156	0.5028	0.8210	1.1982	2.0816	3.0750	5.814
氢，H_2	g	2.0238	2.7310	3.4295	4.1295	5.5374	6.9658	10.6942
水，H_2O	g	2.3677	3.1940	4.0255	4.8822	6.6896	8.6080	13.848
CO	g	2.0726	2.7836	3.4900	4.2096	5.7000	7.2570	11.3580
CO_2	g	2.2381	3.1948	4.2230	5.3226	7.6896	10.2220	17.004
O_2	g	2.0698	2.7924	3.5240	4.2792	5.8560	7.4970	11.7765
N_2	g	2.07227	2.7824	3.4850	4.1980	5.6686	7.2025	11.2536
NO	g	2.1942	2.9208	3.6440	4.3812	5.9096	7.5060	11.6940

注：$H°_T$ 为物质在其标准态，在温度 T 时的摩尔自由能，$H°_0$ 为物质在其标准态，在 0K 时的摩尔焓。

来源：A. Hougen, K. M. Watson and R. A. Ragatz — *Chemical Process Principles*, PartIII, Wiley, 1959。

表 1.18　0K 时的自由能函数和标准生成热

	状态	$-(G°_T - H°_0)/T$							
		298.16K	400K	500K	600K	800K	1000K	1500K	$(\Delta H°_f)_0$
甲　烷	g	36.46	38.86	40.75	42.39	45.21	47.65	52.84	－15.987
乙　烷	g	45.27	48.24	50.77	53.08	57.29	61.11	69.46	－16.517
乙　烯	g	43.98	46.61	48.74	50.70	54.19	57.29	63.94	＋14.522
乙　炔	g	39.976	42.451	44.508	46.313	49.400	52.005	57.231	＋54.329
丙　烷	g	52.73	56.48	59.81	62.93	68.74	74.10	85.86	－19.482
丙　烯	g	52.95	56.39	59.32	62.05	67.04	71.57	81.43	＋8.468
正丁烷	g	58.54	63.51	67.91	72.01	70.63	86.60	101.95	－23.67
2－甲基丙烷(异丁烷)	g	56.08	60.72	64.95	68.95	76.45	83.38	98.64	－25.30
1－丁烯	g	59.25	63.64	67.52	71.14	77.82	83.93	97.27	＋4.96
2－顺丁烯	g	58.67	62.89	66.51	69.94	76.30	82.17	95.12	＋3.48
2－反丁烯	g	56.80	61.31	65.19	68.84	75.53	81.62	94.91	＋2.24
2－甲基丙烯(异丁烯)	g	56.47	60.90	64.77	68.42	75.15	81.29	94.66	＋0.98
正戊烷	g	64.52	70.57	75.49	80.96	90.31	98.87	117.72	－27.23
2－甲基丁烷(异戊烷)	g	64.36	70.67	75.28	80.21	89.44	97.96	116.78	－28.81
2,2－二甲基丙烷(新戊烷)	g	56.36	61.93	67.04	71.96	81.27	89.90	108.91	－31.30
正己烷	g	70.62	77.75	84.11	90.06	101.14	111.31	133.64	－30.91
2－甲基戊烷	g	70.50	77.2	83.3	89.1	100.1	110.3	132.5	－32.08
3－甲基戊烷	g	68.56	75.69	82.05	88.0	99.08	109.3	131.6	－31.97

续表

	状态	$-(G°_T-H°_0)/T$							
		298.16K	400K	500K	600K	800K	1000K	1500K	$(\Delta H°_f)_0$
2,2-二甲基丁烷	g	65.79	72.3	78.3	84.1	95.0	105.1	127.4	-34.65
2,3-二甲基丁烷	g	67.58	74.06	80.05	85.77	96.54	106.57	128.70	-32.73
石　墨	s	0.5172	0.824	1.146	1.477	2.138	2.771	4.181	0
氢,H_2	g	24.423	26.422	27.950	29.203	31.186	32.738	35.590	0
水,H_2O	g	37.165	39.505	41.293	42.766	45.128	47.010	50.598	-57.107
CO	g	40.350	42.393	43.947	45.222	47.254	48.860	51.864	-27.2019
CO_2	g	43.555	45.828	47.667	49.238	51.895	54.109	58.481	-93.9686
O_2	g	42.061	44.112	45.675	46.968	49.044	50.697	53.808	0
N_2	g	38.817	40.861	42.415	43.688	45.711	47.306	50.284	0
NO	g	42.980	45.134	46.760	48.090	50.202	51.864	54.964	+21.477

注：$G°_T$ 为物质在其标准态，在温度 T 时的摩尔自由能，g·cal/(g·mol)；$H°_0$ 为物质在其标准态，在 0K 时的摩尔焓，g·cal/(g·mol)；$(\Delta H°_f)$ 为 0K 时的标准摩尔生成热，kg·cal/(g·mol)。

来源：A. Hougen, K. M. Watson and R. A. Ragatz — *Chemical Process Principles*, PartIII, Wiley, 1959。

【计算步骤】

1. 将自由能和焓函数列表　由表 1.17 和表 1.18 得：

能量函数	$C_4H_8(g)$	C(s)	$H_2(g)$
$(G°_T-H°_0)/T$/[cal/(g·mol)(K)]	-60.90	-0.824	-26.422
$\Delta H°_{f,0}$/[cal/(g·mol)]	980	0	0
$(H°_T-H°_0)_{400K}$/[cal/(g·mol)]	6522	502.8	2731

2. 计算标准生成热　于是，$\Delta H°_{f,400K}=6522+980-(4\times508.2+4\times2731)=-5433.2$cal/(g·mol)[$-9779.8$Btu/(lb·mol)]。

3. 计算标准生成自由能　于是，$\Delta G°_f/T=(-60.90+980/400)-[4\times(-0.824)+4\times(-26.422)]=50.534$ cal/(g·mol)(K)。所以，$\Delta G°_f=50.534\times400=20213.6$ cal/(g·mol)[36384Btu/(lb·mol)]。

相关计算　可用本法计算任何化合物相对于其元素的标准生成热和标准生成自由能。未列入表 1.17 和表 1.18 的$(H°_T-H°_0)$，$(G°_T-H°_0)/T$ 和 $\Delta H°_{f,0}/T$ 可由其它来源查取，例如 Stull 和 Prophet 的著作[15]。

1.24　标准反应热，标准自由能变化和平衡常数

计算 1000K(1340°F)时水煤气变换反应

$$CO(g)+H_2O(g)\rightleftharpoons CO_2(g)+H_2(g)$$

的标准反应热 $\Delta H°_T$、标准自由能变化 $\Delta G°_T$ 和反应平衡常数 K_T。

标准反应热表示为

$$\Delta H°_T=\sum[(H°_T-H°_0)+\Delta H°_{f,0}]_{产物}-\sum[(H°_T-H°_0)+\Delta H°_{f,0}]_{反应物}$$

标准自由能变化表示为

$$\Delta G°/T=\sum[(G°_T-H°_0)/T+\Delta H°_{f,0}/T]_{产物}-\sum[(G°_T-H°_0)/T+\Delta H°_{f,0}/T]_{反应物}$$

平衡常数表示为 $K = e^{-\Delta G^\circ/RT}$，式中各项如例 1.23 中所定义。

【计算步骤】

1. 将自由能和焓函数列表　由表 1.17 和表 1.18 得：

能量函数	$CO_2(g)$	$H_2(g)$	$CO(g)$	$H_2O(g)$
$(G^\circ_T - H^\circ_0)/T$/[cal/(g·mol)(K)]	-54.109	-32.738	-48.860	-47.010
$\Delta H^\circ_{f,0}$/[cal/(g·mol)]	-93968.6	0	-27201.9	-57107
$(H^\circ_T - H^\circ_0)$/[cal/(g·mol)]	10222	6965.8	7257	8608

2. 计算标准反应热　于是，$\Delta H^\circ_{100K} = [10222.0 + (-93968.7) + 6965.8 + 0] - [7257.0 + (-27201.9) + 8608 + (-57107)] = 8336.9$ cal/(g·mol)[-15006.4 Btu/(lb·mol)]。

3. 计算标准自由能变化　于是，$\Delta G^\circ/1000 = [-54.109 + (-93968.6/1000) + (-32.738) + 0/1000] - [-48.860 + (-27201.9/1000) + (-47.010) + (57107.0/1000)] = -0.638$ cal/(g·mol)(K)。因此，$\Delta G^\circ_{1000K} = -638.0$ cal/(g·mol)[-1148.4 Btu/(lb·mol)]。

4. 计算反应平衡常数　于是，$K_{1000K} = e^{638/(1.987\times1000)} = 1.379$。

相关计算　利用本法计算与表 1.17 和表 1.18 中所列组分有关的反应热和反应的标准自由能变化。

在有关化学反应平衡的第四章中对反应热、自由能变化和反应平衡常数进行更详尽的讨论。

1.25　由生成热计算标准反应热——水溶液

对在标准状态[25℃，1atm(101.3kPa)]下进行的下列酸、碱中和反应：

$$2NaOH(aq) + H_2SO_4(l) \longrightarrow NaSO_4(aq) + 2H_2O(l)$$

计算标准反应热 ΔH°。

【计算步骤】

计算反应热　符号(aq)表示氢氧化钠和硫酸钠处于无限稀释水溶液中。因此，在计算中必须包括溶解热。标准状态[25℃，1atm(101.3kPa)]下的生成热和溶解热数据可由表 1.19 查得。因为要求的答案也处于标准状态下，所以不需进行温度(或压力)差的调整，所用的方程仅为

$$\Delta H^\circ = \sum(\Delta H^\circ_f)_{产物} + \sum(\Delta H^\circ_s)_{溶解产物} - \sum(\Delta H^\circ_f)_{反应物} - \sum(\Delta H^\circ_s)_{溶解反应物}$$

表 1.19　标准生成热和无限稀释溶液中的标准积分溶解热(25℃，1atm)

化合物	分子式	状态	ΔH°_f/[cal/(g·mol)]	ΔH°_s/[cal/(g·mol)]
氨	NH_3	g	-11040	-8280
		l	-16060	-3260
硝酸铵	NH_4NO_3	s	-87270	6160
硫酸铵	$(NH_4)_2SO_4$	s	-281860	1480
碳化钙	CaC_2	s	-15000	
碳酸钙	$CaCO_3$	s	-288450	
氯化钙	$CaCl_2$	s	-190000	-19820
氢氧化钙	$Ca(OH)_2$	s	-235800	-3880
氧化钙	CaO	s	-151900	-19400
碳(石墨)	C	s	0	

续表

化合物	分子式	状态	$\Delta H°_f$/[cal/(g·mol)]	$\Delta H°_s$/[cal/(g·mol)]
无定形(焦炭中)	C	s	2600	
二氧化碳	CO_2	g	-94051.8	-4640
二硫化碳	CS_2	g	27550	
		l	21000	
一氧化碳	CO	g	-26416	
四氯化碳	CCl_4	g	-25500	
		l	-33340	
硫酸铜	$CuSO_4$	s	-181000	-17510
盐　酸	HCl	g	-22063	-17960
硫化氢	H_2S	g	-4815	-4580
四氧化三铁	Fe_3O_4	s	-267000	
硫酸亚铁	$FeSO_4$	s	-220500	-15500
硝　酸	HNO_3	l	-41404	-7968
氯化钾	KCl	s	-104175	4115
氢氧化钾	KOH	s	-101780	-13220
硝酸钾	KNO_3	s	-117760	8350
硫酸钾	K_2SO_4	s	-342660	5680
碳酸钠	Na_2CO_3	s	-270300	-5600
	$Na_2CO_3·10H_2O$	s	-975600	16500
氯化钠	NaCl	s	-98232	930
氢氧化钠	NaOH	s	-101990	-10246
硝酸钠	$NaNO_3$	s	-101540	-5111
硫酸钠	Na_2SO_4	s	-330900	-560
	$Na_2SO_4·10H_2O$	s	-1033480	18850
二氧化硫	SO_2	g	-70960	9900
三氧化硫	SO_3	g	-94450	-54130
硫　酸	H_2SO_4	l	-193910	-22990
水	H_2O	g	-57798	
		l	-68317	
硫酸锌	$ZnSO_4$	s	-233880	-19450

来源：F. D. Rossini et al., *Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties*, National Bureau of Standards, Circular 500, 1952.

式中 $\Delta H°_f$ 为标准生成热，$\Delta H°_s$ 为无限稀释时的标准积分溶解热。

于是，由表 1.19，并考虑计量式中存在 2mol 水和 2mol 氢氧化钠，得

$$\Delta H° = [-330900 + 2(-68317)] + (-560) - [2(-101990) + (-193910)] - 2(-10246)$$
$$= -49712\text{cal/(g·mol)}[-89482\ \text{Btu/(lb·mol)}]$$

该反应是放热的。为了使产物温度保持在 25℃，生成每摩尔硫酸钠必须移去 49712cal 热量。

相关计算　可利用本通用方法计算其它水溶液中反应的反应热。由标准反应热计算其它条件下的反应热见有关化学反应平衡的第四章，尤其是例 4.1。

1.26　由燃烧热计算标准反应热

用燃烧热数据计算下列反应的标准反应热 $\Delta H°$：

$$CH_3OH(l) + CH_3COOH(l) = CH_3OOCCH_3(l) + H_2O(l)$$
（甲醇）　（乙酸）　（乙酸甲酯）　（水）

【计算步骤】

1. 查取燃烧热　许多参考书均提供有机和无机化合物的燃烧热数据。于是：

化合物	状　态	$\Delta H_{燃烧}$/[kcal/(g·mol)]
CH_3OH	液　体	-173.65
CH_3COOH	液　体	-208.34
CH_3OOCCH_3	液　体	-538.76
H_2O	液　体	0

2. 计算 $\Delta H°$　反应热为反应物和产物燃烧热之差：

$$\sum \Delta H°_{燃烧,反应物} - \sum \Delta H°_{燃烧,产物}$$

所以，$\Delta H° = (-173.65) + (-208.34) - (-538.76) = 156.77$ kcal/(g·mol)。

相关计算　对有机化合物之间的反应，基础热力学数据通常以标准燃烧热的形式提供。当仅涉及有机化合物物时，直接用标准燃烧热数据而不用标准生成热数据用本节的方法计算标准反应热。当有机化合物和无机化合物均出现在反应中时，必须使用标准生成热数据。

由标准反应热计算其它条件下的反应热见有关化学反应平衡的第四章，尤其是例 4.1。

1.27　由燃烧热计算标准生成热

用燃烧热数据、有关燃烧产物的知识和表 1.20 中的方程计算苯(l)、甲醇(l)、苯胺(l)、氯代甲烷(g)和乙硫醇(l)的标准生成热。

【计算步骤】

1. 查取燃烧热数据，注意对应的最终燃烧产物并选择表 1.20 中的适当方程　由标准参考资料，查得标准燃烧热和最终燃烧产物如下表所列。根据最终燃烧产物为何，即位于表 1.20 第一列的什么位置，选择适当方程 A 或 B。

化合物(和构成原子的数目)	燃烧产物	燃烧热/[kcal/(g·mol)]	所用方程
苯，C_6H_6(l)	CO_2(g)，H_2O(l)	780.98	A 或 B
甲醇，CH_4O(l)	CO_2(g)，H_2O(l)	173.65	A 或 B
苯胺，C_6H_7N(l)	CO_2(g)，H_2O(l)，N_2(g)	812.0	B
氯代甲烷，CH_3Cl(g)	CO_2(g)，H_2O(l)，HCl(aq)	182.81	A
乙硫醇，C_2H_6S(l)	CO_2(g)，H_2O(l)，SO_2(g)	448.0	B

表 1.20　由燃烧热计算生成热

最终燃烧产物(1)	生成热 $H°_f$ 的方程/[cal/(g·mol)](2)
CO_2(g)，H_2O(l)，Br_2(g)，HCl(aq)，I(s) HNO_3(aq)，H_2SO_4(aq)	$\Delta H°_f = -\Delta H_c - 94051.8a - 34158.7b + 3670c - 5864.3d - 44501e - 15213.3g - 148582.6i$(A)
CO_2(g)，H_2O(l)，Br_2(g)，HF(aq)，I(s) N_2(g)，SO_2(g)	$\Delta H°_f = -\Delta H_c - 94051.8a - 34158.7b + 3670c - 44501e - 70960i$(B)

注：在上述二方程中，ΔH_c = 对应于第一列中的最终燃烧产物的燃烧热，a = 化合物中碳原子数，b = 氢原子数，c = 溴原子数，d = 氯原子数，e = 氟原子数，g = 氮原子数，i = 硫原子数。

2. 计算生成热并和文献值比较　本步骤可用如下表格形式完成：

化合物	方 程	生成热/[cal/(g·mol)]	
		计算值	文献值
苯(l)	A	$=-(-780.98)(10^3)-(94051.8)(6)-(34158.7)(6)=11717$	11630
甲醇(l)	A	$=-(-173.65)(10^3)-(94051.8)(1)-(-34158.7)(4)=-57036$	-57040
苯胺(l)	B	$=-(-812.0)(10^3)-(94051.8)(6)-(-34158.7)(7)=8578$	8440
氯代甲烷(g)①	A	$=-(-182.81)(10^3)-(94051.8)(1)-(-34158.7)(3)-(5864.3)(1)=-19582$	-19580
乙硫醇(l)	B	$=-(-488.0)(10^3)-(94051.8)(2)-(-34158.7)(6)-(-70960)(1)=-16015.8$	-16000

① 原文误排为(1),译者注。

相关计算 本法可用于求取其组成原子全部属于下列元素的化合物：碳、氢、溴、氯、氟、碘、氮、氧和硫。

1.28 由溶解度数据计算吸收热

由下列溶解度数据估算 15℃(59°F或 288K)时二氧化碳在水中的吸收热：

温度/℃	0	5	10	15	20
Henry 常数/(atm/摩尔分数)	728	876	1040	1220	1420

公式为：
$$\Delta H_{abs}=(\overline{h}_i-H_i)=R[\mathrm{d}\ln H/\mathrm{d}(1/T)]$$

式中 ΔH_{abs} 为吸收热，$\overline{h}_i$ 为给定温度和压力下组分 i 在无限稀释溶液中的偏摩尔焓，H_i 为给定温度和压力下纯气体 i 的摩尔焓，H 为 Henry 常数，气体分压除以溶解度，R 为气体常数，而 T 为热力学温度。

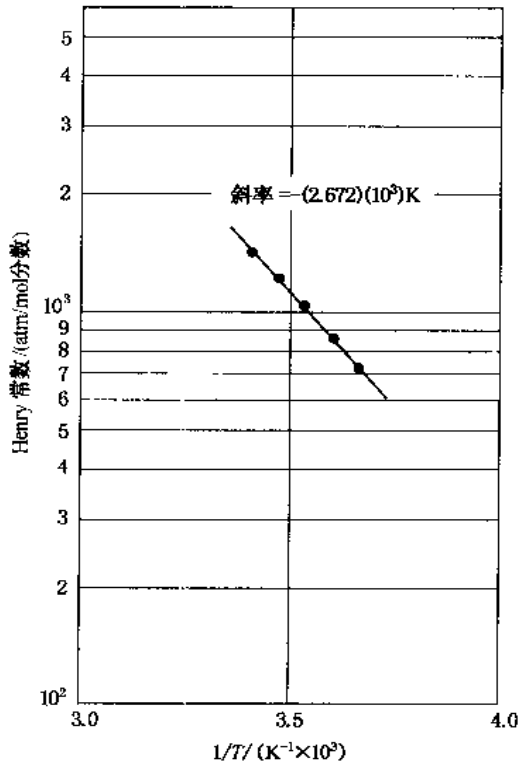


图 1.28 15℃时二氧化碳/水系统的 Henry 常数(例 1.28)

注：1atm=101.3kPa。

【计算步骤】

1. 确定 $\mathrm{d}\ln H/\mathrm{d}(1/T)$ 这是 $\ln H$ 对 $1/T$ 标绘的斜率。根据题述中所给的数据所作的对数标绘如图 1.28 所示。需要的斜率求得为 -2.672×10^3K。

2. 计算吸收热 直接代入公式。于是，

$$\Delta H_{abs}=R[\mathrm{d}\ln H/\mathrm{d}(1/T)]=1.987(-2.672\times10^3)$$
$$=-5.31\times10^3\mathrm{cal/(g\cdot mol)}[9.56\mathrm{Btu/(lb\cdot mol)}]$$

相关计算 当服从 Henry 定律的简单形式时，本法可用于由低压溶解度数据计算溶解热。

1.29 高温下液体粘度的估算

用 Letsou－Stiel 高温普遍化关联式估算 227℃(500K，440°F)时液体苯的粘度。

关联式表示为

$$\mu_L\psi=(\mu_L\psi)^{(0)}+\omega(\mu_L\psi)^{(1)}$$

式中　$(\mu_l\psi)^{(0)} = 0.015174 - 0.02135T_R + 0.0075T_R^2$；

$(\mu_L\psi)^{(1)} = 0.042552 - 0.07674T_R + 0.0340T_R^2$；

μ_L为给定对比温度下的粘度，单位 cP；

$$\psi = \frac{T_c^{1/6}}{(M^{1/2}P_c^{2/3})}$$

ω——Pitzer 偏心因子；

T_c——临界温度，K；

P_c——临界压力，atm；

M——相对分子质量。

利用苯的这些数值：$T_c = 562.6$K，$P_c = 48.6$atm，$M = 78.1$ 和 $\omega = 0.212$。

【计算步骤】

1. 计算 Letsou-Stiel 法的关联参数　利用上述各方程，

$$\psi = T_c^{1/6}/(M^{1/2}P_c^{2/3}) = (562.6)^{1/6}/(78.1)^{1/2}(48.6)^{2/3} = 0.0244$$

$$T_R = T/T_c = (227 + 273)/562.6 = 0.889$$

$$(\mu_L\psi)^{(0)} = 0.015174 - 0.02135 \times 0.889 + 0.0075 \times 0.889^2 = 0.0021$$

$$(\mu_L\psi)^{(1)} = 0.042552 - 0.07674 \times 0.889 + 0.0340 \times 0.889^2 = 0.0012$$

2. 计算液体苯的粘度　将方程各项除以 ψ，得方程

$$\mu_L = (1/\psi)[(\mu_L\psi)^{(0)} + \omega(\mu_l\psi)^{(1)}]$$

$$= (1/0.0244)[(0.0021) + (0.212)(0.0012)] = 0.0965\text{cP}$$ ❶

相关计算　Letsou-Stiel 是在高温下（$T_R = 0.75$ 或以上）估算液体粘度的相当精确的方法。它已经受许多化合物的检验，据报道直至对比温度达约 0.9 适合大多数化合物，其平均误差为 ±3%。

1.30　高压下非极性和极性气体的粘度

用 Jossi-Stiel-Thodos 普遍化关联式估算下列物质的气体粘度：(1)500psig(35atm abs)和 250°F(394K)时的甲烷(非极性气体)，和(2)340°F(444.4K) 和 1980psig(135.8atm abs)时的氨(极性气体)。实验测定这二种气体在低压和相同温度下，甲烷粘度为 140μP，氨为 158μP。

Jossi-Stiel-Thodos 关联式可简单表示为下列方程：

对非极性气体，

$$[(\mu - \mu^0)\psi + 1]^{0.25} = 1.0230 + 0.2336\rho_R + 0.58533\rho_R^2 - 0.040758\rho_R^3 + 0.093324\rho_R^4$$

对极性气体，

$$(\mu - \mu^0)\psi = 1.656\rho_R^{1.111} \qquad \text{如果 } \rho_R \leqslant 0.1$$

$$(\mu - \mu^0)\psi = 0.0607(9.045\rho_R + 0.63)^{1.739} \qquad \text{如果 } 0.1 \leqslant \rho_R \leqslant 0.9$$

$$\lg\{4 - \lg[(\mu - \mu^0)\psi]\} = 0.6439 - 0.1005\rho_R - D \qquad \text{如果 } 0.9 \leqslant \rho_R \leqslant 2.6$$

式中如果 $0.9 \leqslant \rho_R \leqslant 2.2$，$D = 0$；

❶ 原文误排为 = (1/0.024)[(0.0021) + (0.212)(0.0012)] = 0.0981cP，译者注。

如果 $2.2 \leqslant \rho_R \leqslant 2.6$，$D = (0.000475)(\rho_R^3 - 10.65)^2$；

μ——高压(即稠密的)气体的粘度，μP；

μ^0——低压气体的粘度，μP；

ρ_R——对比气体密度，ρ/ρ_c(等于 V_c/V)

ρ——密度；

ρ_c——临界密度；

V——比容；

V_c——临界比容；

ψ——$T_c^{1/6}/(M^{1/2}P_c^{2/3})$；

T_c——临界温度，K；

P_c——临界压力，atm；

M——相对分子质量。

对甲烷这些数值为：$T_c = 190.6$K；$P_c = 45.4$atm；$V_c = 99.0 cm^3/(g \cdot mol)$；$Z_c = 0.288$；$M = 16.04$。而对氨这些数值为：$T_c = 405.6$K；$T_c = 111.3$atm；$V_c = 72.5 cm^3/(g \cdot mol)$；$Z_c = 0.242$；$M = 17.03$。

【计算步骤】

1. 计算甲烷和氨的非理想压缩因子 利用本章图 1.1 到图 1.3 的普遍化关联图。对甲烷 $T_R = 394/190.6 = 2.07$，和 $P_R = 35/45.4 = 0.771$。根据题述 $Z_c = 0.288$。于是，利用图 1.2 ($Z_c = 0.27$)和图 1.3($Z_c = 0.29$)内插得 Z 为 0.98。

类似地，对氨 $T_R = 444.4/405.6 = 1.10$，和 $P_R = 135.8/111.3 = 1.22$ 和 $Z_c = 0.242$。由图 1.2 和图 1.3 外推得 $Z = 0.65$。

2. 计算高压气体的对比密度 对甲烷，$\rho_R = \rho/\rho_c = \rho V_c = PV_c/(ZRT) = 35 \times 99.0/(0.98 \times 82.07 \times 394) = 0.109$。

类似地，对氨 $\rho_R = PV_c/(ZRT) = 135.8 \times 72.5/(0.65 \times 82.07 \times 444.4) = 0.415$。

3. 计算参数 ψ 对甲烷，$\psi = T_c^{1/6}/(M^{1/2}P_c^{2/3}) = (190.6)^{1/6}/(16.04^{1/2} \times 45.4^{2/3}) = 0.0471$。

而对氨，$\psi = (405.6)^{1/6}/(17.03^{1/2} \times 111.3^{2/3}) = 0.0285$。

4. 利用非极性方程，计算高压甲烷的粘度 于是，$[(\mu - \mu^0)\psi + 1]^{0.25} = 1.023 + (0.2336)(0.109) + (0.58533)(0.109)^2 - (0.040758)(0.109)^3 + (0.093324)(0.109)^4 = 1.0550$。因此，$\mu =$ [1] $\mu^0 + [(1.0550)^{1/0.25} - 1]/\psi = 140 + (1.0550^{1/0.25} - 1)/0.0471 = 145.07\mu P$

于是该关联式表明压力影响使甲烷的粘度增加了约 4%。

5. 利用合适的极性方程，计算高压氨的粘度 因为对比密度(0.415)在 0.1 与 0.9 之间，所以合适的方程为

$$(\mu - \mu^0)\psi = 0.0607(9.045\rho_R + 0.63)^{1.739}$$

于是，$(\mu - \mu^0)\psi = 0.0607 \times 9.045 \times 0.415 + 0.63^{1.739} = 0.7930$，所以 $\mu = \mu^0 + 0.7930/\psi = 158 + 0.7930/0.0258 = 185.8\mu P$。于是该关联式表明压力影响使氨的粘度增加了约 18%。

[1] 原文误排为 μ－，译者注。

1.31　气体的热导率

利用修正的 Euken 关联式估算 300℃(573K，572℉)和 1atm(101.3kPa)时一氧化氮(NO)气体的热导率。

修正的 Euken 关联式为

$$\lambda M/\mu = 3.52 + 1.32C_v^\circ = 3.52 + 1.32C_P^\circ/\gamma$$

式中　M——相对分子质量；

μ——粘度，P；

C_P°，C_v°——理想气体的恒压热容和恒容热容，cal/(g·mol)(K)；

γ——热容比，等于 C_P°/C_v°；

λ——热导率，cal/(cm)(s)(K)。

利用一氧化氮的这些数值和关联式：$M = 30.01$，$C_P^\circ = 6.461 + 2.358 \times 10^{-3}T$(式中 T 为热力学温度)，和 $C_v^\circ = C_P^\circ - R = C_P^\circ - 1.987$。

【计算步骤】

1. 计算 C_v°　$C_v^\circ = C_P^\circ - R = 6.461 + 2.358 \times 10^{-3} \times (300 + 273) - 1.987 = 5.826$ cal/(g·mol)(K)。

2. 计算热导率　重排 Euken 方程，

$$\begin{aligned}\lambda &= (\mu/M)(3.52 + 1.32C_v^\circ)\\ &= (32.7 \times 10^{-5}/30.01)(3.52 + 1.32 \times 5.826)\\ &= 1.22 \times 10^{-4}\ \text{cal/(cm)(s)(K)}\end{aligned}$$

实验测定值报道为 1.07×10^{-4} cal/(cm)(s)(K)。于是，误差为 14%。

1.32　液体的热导率

用 Robbins-Kingrea 关联式

$$\lambda_L = [(88 - 4.94H) \times 0.001/\Delta S][(0.55/T_R)^N](C_P\rho^{4/3})$$

估算 10℃(283K，50℉)时四氯化碳的热导率。

式中　λ_L——液体热导率，cal/(cm)(s)(K)；

T_R——对比温度，等于 T/T_c，其中 T_c 是临界温度；

C_P——液体摩尔热容，cal/(g·mol)(K)；

ρ——液体摩尔密度，(g·mol)/cm³；

ΔS——$(\Delta H_{vb}/T_b) + R\ln(273/T_b)$，cal/(g·mol)(K)；

ΔH_{vb}——常压沸点下的摩尔汽化热，cal/(g·mol)；

T_b——常压沸点，K；

H——经验参数，其值取决于分子结构，可由表 1.21 查得；

N——经验参数，其值取决于 20℃时的液体密度(如果密度大于 1.0g/cm³，其值为 0，否则其值为 1)。

利用四氯化碳的有关数据：$T_c = 556.4$K，相对分子质量 = 153.8，液体密度 = 1.58 g/cm³，摩尔热容 = 31.37cal/(g·mol)(K)，$T_b = 349.7$K，$\Delta H_{vb} = 7170$ cal/(g·mol)。

表 1.21 Robbins-Kingrea 关联式的 H 参数

无支链烃	功能团	功能团数	H
	烷烃		0
	烯烃		0
	环状烃		0
	CH_3 支链	1	1
		2	2
		3	3
	C_2H_5 支链	1	2
	$i-C_3H_7$ 支链	1	2
	C_4H_9 支链	1	2
	F 取代	1	1
		2	2
	Cl 取代	1	1
		2	2
		3 或 4	3
	Br 取代	1	4
		2	6
	I 取代	1	5
	OH 取代	1(异)	1
		1(正)	-1
		2	0
		1(叔)	5
	氧取代		
—C═O	(酮、醛)		0
O ‖ C O—	(酸、酯)		0
·· O	醚		2
	NH_2 取代	1	1

来源:经允许重印自"Estimate Thermal Conductivity", *Hydrocarbon Processing*, May 1962, 版权 1962 为 Gulf 出版社所有,保留全部权利。

【计算步骤】

1. 由表 1.21 获得结构常数 H 因为四氯化碳是有三个氯取代基的无支链烃，所以 H 值为 3。

2. 计算 ΔS $\Delta S = (\Delta H_{vb}/T_b) + R[\ln(273/T_b)] = 7170/349.7 + 1.987[\ln(273/349.7)] = 20.0$ cal/(g·mol)(K)。

3. 计算热导率

$$\lambda_L = [(88 - 4.94H)(0.001)/\Delta S][(0.55/T_R)^N][C_P\rho^{4/3}]$$

$$= [(88 - 4.94 \times 3) \times 0.001/20.0][0.55/(283/556.4)]^0[31.37 \times (1.58/153.4)^{4/3}]$$

$$= 2.564 \times 10^{-6} \text{cal/(cm)(s)(K)}$$

实验测定数值报道为 2.510×10^{-6}cal/(cm)(s)(K)。于是误差为 2.2%。

1.33　低压下二组分气体系统的扩散系数

用如下空气－烃二元系在低压(小于 30atm)下的经验关联式❶ 计算 100°F 和常压下苯蒸气扩散进入空气的扩散系数：

$$D_{AB}=\frac{0.0204T^{1.75}\left(\frac{1}{M_A}+\frac{1}{M_B}\right)^{1/2}}{[(\sum_A V_i)^{1/3}+(\sum_B V_i)^{1/3}]^2}$$

式中　D_{AB}——组分 A(苯)扩散进入组分 B(空气)的扩散系数，ft^2/h；

T——温度，兰金温度；

M_A，M_B——组分 A 和组分 B 的相对分子质量；

P——系统绝对压力，lb/in^2；

$\sum V_i$——表 1.22 所列原子扩散体积之和。

【计算步骤】

1. 确定苯和空气的扩散体积　从表 1.22 查得碳、氢和苯环的扩散体积。按照苯分子中各种原子的数目，对碳、氢(各为 6 个)加权，然后加上苯环的扩散增量(注意为一负数)。其和为苯的扩散体积：

$$\text{苯}\ \sum V_i=6\times16.5+6\times1.98+1\times(-20.2)=90.7$$

（碳）　（氢）　（苯环）

至于空气，其扩散体积可直接由表中读得：20.1。

2. 查得相对分子质量

组分 A(苯)：$M_A=78.1$

组分 B(空气)：$M_B=28.9$

表 1.22　原子的扩散体积

分　子	扩散体积	分　子	扩散体积
H_2	7.07	CO	18.9
He	2.88	CO_2	26.9
N_2	17.9	NH_3	14.9
O_2	16.6	Cl_2	37.7
空气	20.1	Br_2	67.2
Ar	16.1	SO_2	41.1
H_2O	12.7	CCl_2F_2	114.8
原子	体积增量 V		体积增量 V
C	16.5	Cl	19.5
H	1.98	S	17.0
O	5.48	苯环	－20.2
N	5.69	杂环	－20.2

3. 计算扩散系数　将步骤 1 和 2 中的数值代入题述中的方程。于是

❶ 本关联式由 Fuller，Schettler 和 Giddings[31]提出。

$$D_{AB} = \frac{0.0204 \times (100 + 459.7)^{1.75}(1/78.1 + 1/28.9)^{1/2}}{14.69 \times (90.7^{1/3} + 20.1^{1/3})^2}$$

$$= 0.374 ft^2/h$$

实验测定值报道为 $0.372 ft^2/h$。计算值的偏差为 0.5%。

1.34 纯液体表面张力的估算

利用 Brock 和 Bird 的普遍化对应态关联式[32]和 Miller 关系式[33]计算 20℃时正丁烷的表面张力 σ。上述关联式和关系式如下：

$$\sigma = (P_c^{2/3})(T_c^{1/3})[(1 - T/T_c)^{11/9}][K]$$

式中 K 定义如下：

$$K = 0.1196\{1 + [(T_b/T_c)\ln(P_c/1.01325)]/[1 - T_b/T_c]\} - 0.279$$

式中 σ——表面张力，dyns/cm；

P_c——临界压力，bar；

T_c——临界温度，K；

T_b——常压沸点，K。

利用下列物性数据：$T_c = 425.5$，$P_c = 37.5$bar 和 $T_b = 272.7$K。

【计算步骤】

1. 计算 K

$$K = 0.1196\left[1 + \frac{(272.7/435.7)\ln(37.5/1.01325)}{(1 - 272.5/425.2)}\right] - 0.279$$

$$= 0.612$$

2. 计算表面张力

$$\sigma = (37.5)^{2/3} \times (425.2)^{1/3}(1 - 293/425.2)^{11/9} \times 0.612$$

$$= 12.63 dyn/cm$$

实验测定值报道为 12.46。计算值的误差为 +0.9%。

参 考 文 献

1 Reid, Prausnitz, and Sherwood-*The Properties of Gases and Liquids*. McGraw-Hill.

2 Lewis, Randall, and Pitzer-*Thermodynamics*. McGraw-Hill.

3 Prausnitz-*Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria*, Prentice-Hall.

4 Hougen, Watson, and Ragatz-*Chemical Process Principles* parts I and II. Wiley.

5 Bretsznajder-*Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids*. Pergamon.

6 Smith and Van Ness-*Chemical Engineering Thermodynamics*. McGraw-Hill.

7 Perry and Chilton-*Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill.

8 The Chemical Rubber Company-*Handbook of Chemistry and Physics*.

9 Bland and Davidson-*Petroleum Processing Handbook*. McGraw-Hill.

10 American Petrofeum Institute-*Technical Data Book-Petroleum Refining*.

11 Natural Gas Processors Suppliers Association-*Engineering Data Book*.

12 Dreisbach-*Physical Properties of Chemical Compounds*, vols. 1-3. American Chemical Society.

13 Timmermans-*Physico-Chemical Constants of Binary Systems and Pure Organic Compouds*, Elsevier.

14 Rossini-*Selected Values of Properties of Chemical Compounds*, . Thermodynamics Research Center. Texas A&M University.
15 Stull and Prophet-*JANAF Thermodynamical Tables*, NSRDS, NBS-37.
16 Gunn and Yamada-*AIChE Journal* 17:1341, 1971.
17 Rackett-*J. Chem. Eng. Data* 15:514, 1970.
18 Yen and Woods-*AIChE Journal*, 12:95, 1966.
19 Yuan and Stiel-*Ind. Eng. Chem. Fund.* 9:393, 1970.
20 *J. Chem. Eng. Data* 10:207. 1965
21 *Chem. Eng. Tech.* 26:679, 1954.
22 *J. Am. Chem Soc.* 77:3433, 1955.
23 *AIChE Journal* 21:510, 1975.
24 *AIChE Journal* 13:626, 1967.
25 *J Chem. Phys.* 29:546, 1958.
26 *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 10:576, 1971.
27 *AIChE Journal* 15:615, 1969.
28 Palmer-*Chemical Engineering* 82:80, 1975.
29 Letsou and Stiel-*AIChE Journal*. 19:409, 1973.
30 Jossi et al-*AIChE Journal* 8:59, 1962. .
31 Fullers Schettler, and Giddings-*Industrial and Engineering Chemistry*, 58:5, 1966
32 Brock and Bird-*AIChE Journal*, 1: 174, 1955.
33 Miller-*Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 2:78, 1963.

第 2 章　化学计量学[1]

James H. Gray 博士
荣誉退休教授
科罗拉多矿业学院　化学和石油炼制工程系
哥尔顿，科罗拉多

热力学第一定律是物料或能量衡算的基础。通常不存在明显的质量与能量的嬗变，而对质量衡算，第一定律可简化为如下形式

进入质量 = 输出质量 + 累积量

类似的方程可用于表示能量衡算

输入能量(基准点以上) + 产生能量 = 输出能量(基准点以上)

能量衡算与质量衡算的差别在于总质量是已知的，而一组分的总能量却很难表示。因此，物料的热能通常以其在给定温度下的标准态的相对量表示。例如，蒸汽的热量或焓以压力等于其饱和蒸气压、温度为 273K(32°F)的液体水的相对量表示。

不管可能出现多么复杂的物料衡算系统，一种系统方法的运用总能将它分解为与未知量数目相等的许多独立方程。一种适合的分步方法为(1)描述问题，(2)列出可获得的数据，(3)画出系统的草图，(4)定义系统的边界，(5)确定系统参数的基准，(6)写出组分物料衡算方程，(7)写出总物料衡算方程，(8)求解这些方程，(9)用另一种方法进行物料衡算作为校核。

2.1　物料衡算——不涉及化学反应

含 25%质量固体的淤浆被送入一过滤机。滤饼含 90%固体，而滤液含 1%固体。若淤浆进料流率为 2000kg/h(4400lb/h)，对过滤机进行物料衡算。对此进料流率，滤饼和滤液的流率为多少？

【计算步骤】

1. 画出系统草图，标明已知数据，指出未知量，定义系统边界，并确立计算基准　当不涉及化学反应时，衡算以出现在一股以上进口或出口物流中的各化合物的质量为基础。为简化计算和提高精度，只出现在一股进口和出口物流中的各组分可合并，好像它们是一种组分。选择一种方便的质量单位，通常为千克或磅，所有组分均以此单位表示。

对连续过程，总是选择单位时间或一组一致的单位时间流率为基准。对间歇过程，适当的基准是一批操作。在本过程(连续)中，令 1h 为基准。令 C 为滤饼质量流率，F 为滤液质量流率，单位为每小时千克。图 2.1 为系统草图。

2. 建立和求解物料衡算方程　这系一定态操作，所以积累项为零，故进入质量等于输

[1] 例 2.8 改编自 Smith 的 *Chemical Process Design*，McGraw-Hill. 例 2.9、2.10 和 2.11 取自 T.G.Hicks，*Standard Handbook of Engineering Calculation*，McGraw－Hill.

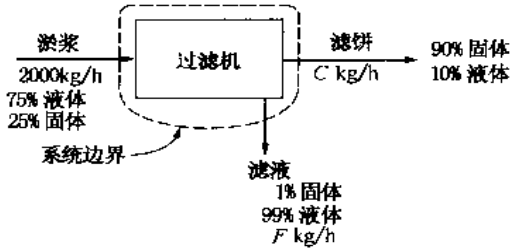


图 2.1　过滤机的物料衡算(例 2.1)

出质量(单位时间)。因为有二个未知量 C 和 F，所以必须写出二个独立方程。一个为总质量衡算，另一个为液体量衡算(本例选此)或固体量衡算。

总质量衡算：滤液出 + 滤饼出 = 淤浆进，或 $F + C = 2000\text{kg/h}(4400\text{lb/h})$。

液体衡算：滤液中的液体 + 滤饼中的液体 = 淤浆中的液体，或(滤液中液体的质量分数)(滤液量) + (滤饼中液体的质量分数)(滤饼量) = (淤浆中液体的质量分数)(淤浆量)，或 $(1.0-0.01)F + (1.0-0.9)C = (1.0-0.25)\times 2000$。

联立求解这二个方程，$F + C = 2000$ 和 $0.99F + 0.1C = 1500$，得到滤液量 F 为 1460.7kg/h (3214lb/h) 和滤饼量 C 为 539.3kg/h(1186lb/h)。

3. 校核结果　将解代入上面未用过的方程，即固体量衡算，可方便地校核答案。于是，滤液中的固体 + 滤饼中的固体 = 淤浆中的固体，或 0.01(1460.7) + 0.9(539.3) = 0.25(2000)。因此，答案是正确的。

2.2　物料衡算——涉及化学反应

由 95% 甲烷和 5% 氮气(体积分数)组成的天然气在炉子中燃烧，空气过量比为 15%。如果燃料消耗速率为 $10\text{m}^3/\text{s}(353\text{ft}^3/\text{s})$[在 289K(61°F)和 101.3kPa(14.7psia)状态下测定]，计算需要多少 289K 和 101.3kPa 状态下的空气？进行总物料衡算，并计算烟道气的数量和组成。

【计算步骤】

1. 画出系统草图，标明已知数据，指出未知量，定义系统边界，并确立计算基准　对涉及化学反应的过程，通常的步骤是以摩尔浓度表示进入和离开过程的物流的组成。利用反应过程中保持不变的最大组分进行衡算。这些组分可以原子(S)、离子(SO_4^{2-})、分子(O_2)或其它合适的单元表示。

当涉及的反应物不以适当的化学计量比存在时，应确定限制组分，并计算其它组分的过量度。未消耗的反应物与惰性组分以其原始形态与反应产物一起排出。

按习惯，反应中过量反应物的数量总以反应进行到限制反应物 100% 转化为基准定义。反应完成的程度不是确定或规定反应物过量度的因素。例如，以过量度为 10% 的空气燃烧甲烷，燃烧甲烷所需空气的体积按甲烷完全燃烧生成二氧化碳和水进行计算。

在目前的问题中，令基准为 1s。令 A 和 F 为空气和烟道气的体积流率，单位为 m^3/s。图 2.2 为系统的草图。数据如下：

289K 和 101.3kPa 下的天然气 = $10\text{m}^3/\text{s}$

95% CH_4　　$M_W = 16$

5% N_2　　$M_W = 28$

289K 和 101.3kPa 下的空气 = $A\text{m}^3/\text{s}$

21% O_2　　$M_W = 32$

79% N_2　　$M_W = 28$

$R = 8.314\text{kJ/(kg·mol)(K)}$　(理想气体常数)

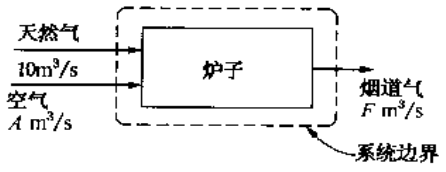


图 2.2　炉子的物料衡算(例 2.2)

2. 将天然气流率转化为 kg·mol/s 在本题条件下可应用理想气体定律。于是，$n = PV/RT$，式中 n 是摩尔数，P 是压力，V 是体积，R 是气体常数，T 是绝对温度。

对 CH_4，$n = (101.3kPa)[(10m^3/s)(0.95)]/[8.314kJ/(kg·mol)(K)](289K) = 0.40kg·mol/s$。对 N_2，因为体积组成是 95% CH_4 和 5% N_2，故 $n = (0.05/0.95)(0.40) = 0.02kg·mol/s$。

3. 需要的氧气数量和空气流率 甲烷的燃烧反应为 $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$。于是，对化学计量燃烧反应，0.40kg·mol/s 甲烷需 2(0.40)或 0.80kg·mol/s O_2。因为规定空气过量 15%，所以空气中氧的摩尔数为(1.15)(0.80) 或 0.92kg·mol/s。空气中氮的数量为[0.79mol N_2/mol 空气]/(0.21mol O_2/mol 空气)(0.92kg·mol/s O_2) = 3.46kg·mol/s。输入空气总摩尔数为 0.92 + 3.46 = 4.38kg·mol/s。最后利用理想气体定律转化为体积流率，$V = nRT/P = 4.38 \times 8.314 \times 289/101.3 = 103.9\ m^3/s$(3671$ft^3$/s)空气。

4. 建立物料衡算并计算烟道气组成和流率 转化为质量基准，因为从质量观点看进口量等于出口量加积累量总是正确的(除非存在质量和能量的相互转化)。在目前的问题中无积累量。出口流(烟道气)中包含空气和天然气中的氮，加 15% 的过量氧，加反应产物，即 0.40kg·mol/s CO_2 和 2(0.40) = 0.80kg·mol/s 水。

取 1s 作为基准。那么进口流和出口流如下所列：

组　分	kg·mol	× kg/mol	= kg
	进口流		
天然气			
CH_4	0.40	16	6.40
N_2	0.02	28	0.56
空　气			
N_2	3.46	28	96.88
O_2	0.92	32	29.44
总　计			133.28
	出口流		
烟道气			
N_2	(3.46 + 0.02)	28	97.44
O_2	(0.92 − 0.80)	32	3.84
CO_2	0.40	44	17.60
H_2O	0.80	18	14.40
总　计			133.28

累积量为零。总物料衡算为 133.28 = 133.28 + 0。因此，烟道气总量为 133.28 kg/s (293lb/s)。

相关计算 上面的烟道气组成是按质量给出的。如果需要，体积组成(实际上，这是表示气体组成更常用的基准)通过计算每秒钟氮的摩尔数很容易求得(摩尔和体积组成是互相等的)。

对更复杂的化学反应，可能必须进行每种分子或原子组分而不是化合物的质量衡算。

2.3 物料衡算——不完全的组成或流率数据

乙酸浓度为 4.63%(质量分数)的乙酸被泵送进入一加有 1000kg(2200lb)36.0% 乙酸的大桶。最终得到的混合含 8.50% 乙酸。这时在桶内有多少 8.50% 的乙酸溶液？

【计算步骤】

1. 列出已知数据，确立计算基准，为未知量安排符号　在许多情况下，例如在本例中，进入或离开过程的某些物流可能表示其组成和流率的数据并不完全。通常的方法是如前例写出物料衡算方程，但用符号表示未知量。为了求得惟一解，必须对每一未知量写出一独立的物料衡算方程。

目前的问题是一间歇过程，所以基准为一批操作。过程有二项输入：已知组成(4.63%乙酸)但不知数量的醋和已知组成(36.0%乙酸)和数量[1000kg(2200lb)]的预先加入的乙酸。过程只有一项输出：已知组成(8.50%乙酸)但未知数量的最终配料。令 T 为加入乙酸的量(kg)，而 V 为最终配料的量(kg)。

2. 建立并求解物料衡算方程　可写出二个独立的物料衡算方程，一个对乙酸或水，另一个对整个系统。

乙酸：输入 = 输出，或 $0.0436T + 0.360 \times 1000\text{kg} = 0.0850V$

水：输入 = 输出，或 $(1 - 0.0436)T + (1 - 0.360) \times 1000\text{kg} = (1 - 0.0850)V$

整个系统：输入 = 输出，或 $T + 1000 = V$

利用总物料衡算方程和另外二个衡算方程之一，例如乙酸的衡算方程。然后将总物料衡算方程代入乙酸衡算方程，$0.0436T + 0.360 \times 1000\text{kg} = 0.0850(T + 1000)$；于是求得 T 为7106kg乙酸，和桶中的溶液为 $V = T + 1000 = 8106\text{kg}$(17833lb)。

3. 校核结果　将结果代入上面未用的方程，即水衡算方程可方便地进行校核：

$$(1 - 0.0436) \times 7106 + (1 - 0.360) \times 1000 = (1 - 0.0850) \times 8106$$

于是，结果核对无误。

2.4　关系元素在物料衡算计算中的应用

催化裂化反应器的失活催化剂被送入再生器进行再生。在反应器中沉积在催化剂上的焦炭用空气燃烧脱除，而烟道气则予以排放。焦炭是碳和可看作烃类的高相对分子质量焦油的混合物。对下列条件，计算焦炭中氢的质量分数。假定再生催化剂上的焦炭与失活催化剂上的焦炭组成相同。

失活催化剂上的碳	1.5%(质量)
再生催化剂上的碳	0.8%(质量)
鼓风机送风量	150000kg/h(330000 lb/h)
反应器烃类进料量	300000kg/h(660000 lb/h)
烟道气分析(干基)	
CO_2	12.0%(体积)
CO	6.0%(体积)
O_2	0.7%(体积)
N_2	81.3%(体积)
	100.0

假定烟道气分析中未报告的所有氧均和焦炭中的氢反应生成水。所有氧作为 O_2 当量报告。假定空气含 79.02%氮和 20.98%氧。

【计算步骤】

1. 选择基准和连接组分，并写出有关方程 选择 100kg·mol 干烟道气为基准。因为氮气通过系统而不发生反应，将它选为连接组分。即系统的其它组分可参照作为连接组分的氮而定，从而简化计算。

因为以含有 CO_2 和 CO 的干烟道气为基准，相关反应和每 100kg·mol 烟道气的数量为

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2$$ ❶

12kg·mol 12kg·mol 12kg·mol

$$C + 1/2O_2 \longrightarrow CO$$

6kg·mol 3kg·mol 6kg·mol

2. 计算进口空气中的氧气量 进入空气中的氮气总摩尔数必等于烟道气中的氮气总摩尔数，即 81.3kg·mol 。因为空气含 79.02%氮和 20.98%氧，所以氧气量为(20.98/79.02)×81.3，即 21.59kg·mol 。

3. 计算作为水离开系统的氧量 再生器出口气体中氧的千克摩尔数应与进入再生器的空气中相同，即为 21.59kg·mol 。因此未计入烟道气干基分析的氧就是转化为水的氧。干基分析表明 12kg·mol 氧计入 CO_2，3kg·mol 氧计入 CO，还有 0.7kg·mol 为未反应的氧。于是在(湿)烟道气中离开系统的水计含(21.59 − 12 − 3 − 0.7) = 5.89kg·mol 氧。

4. 计算焦炭中氢的质量分数 因为每反应 1mol 氧生成 2mol 水，所以湿烟道气中的水量为 2(5.89) = 11.78kg·mol。此水量含 11.78kg·mol 氢，或(11.78)[2.016kg/(kg·mol)] = 23.75kg 氢。

现在，与此相关的碳量为 12kg·mol 反应生成 CO_2，加 6kg·mol 反应生成 CO，或(12 + 6)×[12.011kg/(kg·mol)] = 216.20kg 碳。因此，焦炭中氢的质量分数为 (23.75)/(23.75 + 216.0) = 9.91%。

2.5 物料衡算——涉及化学反应和循环物流

在合成氨工厂的原料制备工段，用蒸汽重整/部分氧化相结合由甲烷制备氢。在部分氧化中用足够的空气为合成氨装置提供氢、氮摩尔比为 3:1 的原料。氢 − 氮混合物被加热到反应温度，然后进入固定床反应器，一次通过有 20%的反应物被转化为氨。离开反应器后，混合物被冷却，而氨被冷凝分离。未反应的氢 − 氮混合物循环返回与新鲜原料混合。以 100kg·mol/h(220lb·mol/h)为基准，进行物料衡算，并计算氨的产率和循环流率。

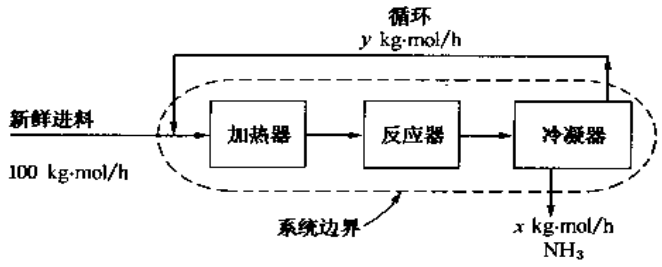


图 2.3 无排放物流的合成氨装置的物料衡算

【计算步骤】

1. 画出系统草图，标明已知数据，指出未知量，确定系统边界 因为寻找的答案之一是循环流率，所以系统边界必须按与循环物流交叉的方式选择。

因为氢、氮进料比为 3∶1，所以 100mol/h 进料由 25mol/h 氮和 75mol/h 氢组成。令 xmol 为每小时生成的氨的量，

❶ 原文误排为 C_2，译者注。

而 ymol 为每小时循环流的量。草图和系统边界如图 2.3 所示。

2. 确定氨的产量　写出氨合成反应，即 $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$。于是 4 mol 进料比为 3∶1 的氢－氮混合物(如本例的进料状况)将产生 2 mol 氨。因为系统的边界以如下方式画出：出口和循环重新进入的物流由代数运算互相抵消，所以由液氨组成的系统的净输出必等于由新鲜进料组成的系统的净输入。于是，每小时氨的产量 x 可直接由化学计量关系确定：$x = [100\text{kg·mol/h}(H_2 + N_2)][(2\text{ mol } NH_3)/4\text{ mol}(H_2 + N_2)]$，或 $x = 50\text{kg·mol/h}(110\text{lb·mol/h})NH_3$。

3. 确定循环流率　加热器和反应器的总进料为 $(100 + y)$kg·mol/h。此进料的 20% 被转化为氨，而在此转化过程中，每 2mol 氨由 4mol 进料生成(因为进料为氢氮比为 3∶1 的混合物)。因此，氨的生成量等于 $[0.20(100 + y)][(2\text{mol } NH_3)/4\text{mol}(H_2 + N_2)]$。氨的产量为 50kg·mol/h，所以对 y 求解此方程给出循环物流流率为 400kg·mol/h(880lb·mol/h)。

4. 校核结果　一种方便的校核方式是进行总物料衡算。因为没有积累，输入必等于输出。输入 = (25kg·mol/h N_2)(28kg/mol) + (75kg·mol/h H_2)(2 kg/mol) = 850 kg/h，而输出 = (50kg·mol/h NH_3)(17kg/mol) = 850kg/h。于是，结果核对无误。

相关计算　在此例中也可通过围绕反应器－冷凝器系统的物料衡算计算循环流率。

循环物料量与新鲜进料量之比称为“循环比”。在目前的问题中循环比为 400/100，即 4。

2.6　物料衡算——涉及化学反应、循环物流和排放物流

在生产氨的例 2.5 中，空气的进料量是由生产氨的进料物流的氢氮比确定的。除氮和氧外空气中还含有惰性气体，主要为氩，惰性气体会在循环物流中逐渐积累，直至对过程造成不利影响。已经确证反应器中氨的浓度不能超过每 100mol 氢氮混合物含 4mol 氩。利用前例提供的生产能力，计算为满足此浓度要求而必须排放的循环物流量。新鲜进料每 100mol 氢氮混合物含 0.31mol 氩。并计算氨的产量。

【计算步骤】

1. 选择计算基准并画出系统草图，标明已知数据，指出未知量　为便于和前例比较，令计算基准为 100.31kg·mol 总新鲜进料，由 100mol$(H_2 + N_2)$和 0.31mol 氩(A)组成。令 xmol 为每小时生成的氨的量，而 ymol 为每小时循环的 $H_2 + N_2$ 的量，wmol 为每小时循环的 A 的量，而 zmol 为每小时排放的 $H_2 + N_2$ 的量。草图见图 2.4。

2. 计算必须排放的循环物流量　如前例中所注意到的，每次通过反应器的转化率为 20%。因此进入加热器－反应器－冷凝器组合的每 100mol$(H_2 + N_2)$，将有 20mol 反应生成氨，而 80mol 将离开冷凝器被循环或排放。全部氩将随循环和排放物流离开。因为反应器进料中最高允许氩浓度为 100mol$(H_2 + N_2)$含 4mol 氩，所以循环和排放物流中每 80mol$(H_2 + N_2)$将含 4mol 氩。

在定态操作条件下，排放的氩必等于随新鲜进料进入的氩。排放气中氩的量 = $(4/80)z = 0.05z$。因此 $0.05z = 0.31$，故 $z = 6.2\text{mol/h}(H_2 + N_2)$被排放。总排放流率为 6.2 mol/h$(H_2 + N_2)$和 0.31mol/h 氩。

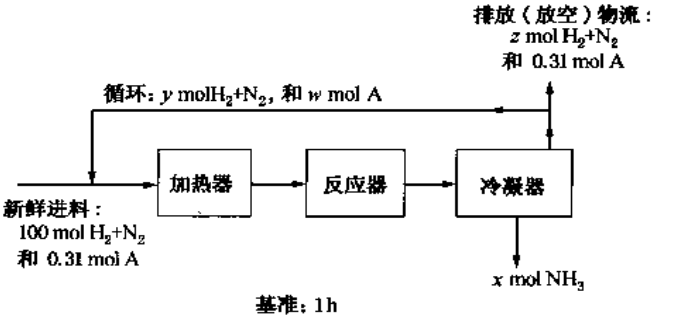


图 2.4　有排放物流的合成氨装置的物料衡算

3. 计算 H_2+N_2 的循环量 反应器进料中 H_2+N_2 的量为 100mol 新鲜进料加 ymol 循环物流。其中 80%将被排放或循环；即 $0.80(100+y)=y+z=y+6.2$。因此 369mol/h(H_2+N_2)被循环。

虽然本题的求解未要求，但作为一有兴趣的问题循环物流中氨的数量也可计算。进入反应器的氨的总量是$(0.31+w)$mol；那么，根据规定的氨浓度限制，$0.31+w=0.04(100+369)$，所以 $w=18.45$ mol/h。

4. 计算氨的生产量 进入反应器的$(100+y)$mol(H_2+N_2)(按照化学计量比 3:1)，20%被转化为氨。反应为 $N_2+3H_2\rightarrow 2NH_3$，所以 4mol 反应物产生 2mol 氨。因此，总的氨产量为 $0.20(100+y)(2/4)=0.20(100+369)(2/4)=46.9$ mol/h。

5. 校核结果 通过进行总物料衡算可方便地进行校核。每小时进料量由 100 mol 比例为 3:1 的(H_2+N_2)和 0.31mol A；即(75mol H_2)(2kg/mol)+(25mol N_2)(28kg/mol)+(0.31mol A)(40kg/mol)=862.4kg。每小时出料量为 46.9mol 氨和 6.2 mol(H_2+N_2)(比例为 3:1)和 0.31mol A 组成的排放物流混合物；即(46.9mol NH_3)(17kg/mol)+3/4[6.2 mol(H_2+N_2)](2kgH_2/mol)+$1/4\times 6.2\times 28$kg N_2/mol+(0.31molA)(40kg/mol)=862.4kg。

系统中没有积累，所以进料应等于出料。因为 862.4kg=862.4kg，故结果校核无误。

2.7 能量衡算与物料衡算的应用

某种原油被加热到 510K(458℉)，然后以 10L/h(0.01m^3/h 或 2.6gal/h)的流率加入实验室精馏塔的闪蒸区。该闪蒸区处于绝对压力 110kPa(16psi)。确定气化的百分数和器顶、器底物流的流率。假定蒸气和液体处于平衡。

【计算步骤】

1. 选择将使用的方法 在本题中没有足够的可得到的信息以使用单纯的物料衡算方法。作为替代，还不如采用能量衡算。这种方法特别适用于像这种某些组分发生相变的情况。

由美国石油学会(API)的技术数据手册——石油炼制，可查得比热、相对密度、汽化潜热和汽化百分数，对给定的原油，这些数据是闪蒸区温度的函数(汽化百分数和闪蒸区温度有函数关系，因为闪蒸汽化在绝热条件下发生)。这提示将采用试差方法：假定闪蒸区温度和相关的汽化百分数；然后进行能量衡算对假定进行校核。最后，完成物料衡算。

2. 假定闪蒸区温度和气化百分数，并查取在假定条件下系统的有关数据 作为初次猜测，假定 30%的进料(体积)被汽化。*API* 数据手册表明对这种原油，对应的闪蒸区温度是 483K(410℉)；闪蒸部分具有汽化潜热 291kJ/kg(125Btu/lb)，和密度为 0.750kg/L(750kg/m^3 或 47.0 lb/ft^3)，和比热容为 2.89kJ/(kg)(K)[0.69Btu/(lb)(℉)。未汽化部分的密度为 0.892kg/L(892kg/m^3 或 55.8 lb/ft^3)，和比热容为 2.68kJ/(kg)(K)[0.64Btu/(lb)(℉)]。此外，进料密度为 0.850kg/L(850kg/m^3 或 53.1 lb/ft^3)，比热容为 2.85kJ/(kg)(K)[0.68Btu/(lb)(℉)]。

3. 进行能量衡算 为了方便，用闪蒸温度 483K 作为基准点温度。由相对于基准点温度的显热组成的进料带入系统的能量必等于气相物流的能量(其潜热加显热)加底部物流的能量(其显热)。但因为闪蒸温度是基准点，并因为气相和底部物流都处于基准点温度，所以二产品物流均无显热项。于是，以 1h(10L)为基准的能量衡算式如下：

(10L)(0.850kg/L)[2.85kJ/(kg)(K)](510K−483K)=(3L)(0.750kg/L){(291kJ/kg)+[2.89kJ/(kg)(K)](483K−483K)}+(7L)(0.892kg/L)[2.68kJ/(kg)(K)](483K−483K)

或，654 = 655 + 0。因为这已在计算精读范围内，所以汽化率为 30% 的假定是正确的。

4. 进行物料衡算确定器顶和器底物流量　以 1h 为基准，进料质量为 (10L)(0.850kg/L) = 8.5kg。出料质量由已气化的质量(器顶)和未汽化的质量(器底)相加而成。器顶物流为 (3L)(0.750kg/L) = 2.25kg(4.96lb)。器底物流为 (7L)(0.892kg/L) = 6.24kg (13.76lb)。于是，8.5kg = (2.25 + 6.24)kg。在精度范围内，物料衡算满足。

相关计算　此问题也可利用焓表中的数据以类似方法求解。在这种解法中，基准点温度低于闪蒸区温度；因此二股出口物流的显热必须考虑。

2.8　物料衡算——将循环物流和排放物流与反应选择性和转化率相联系

按如下反应由甲苯生产苯

$$C_6H_5CH_3 + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + CH_4$$

甲苯　氢　　苯　　甲烷

该反应在气相中完成，而通常的操作条件是约 700K 和 40bar。生成的一部分苯会发生可逆副反应，按如下反应变成不需要的副产物联苯

$$2C_6H_6 \rightleftharpoons C_{12}H_{10} + H_2$$

苯　　联苯　　氢

实验室研究表明要求反应器进口氢/甲苯的比率为 5，以防止反应器中生成过量焦炭。即使氢大大过量，仍不能使甲苯完全转化。实验室研究表明选择性(即反应的甲苯转化为苯的比例)按下式与转化率有关(即进料甲苯发生反应的比例)

$$S = 1 - \frac{0.0036}{(1 - X)^{1.544}}$$

式中　S——选择性；

X——转化率。

于是，反应器出料多半含有氢、甲烷、苯、甲苯和联苯。因为这些组分挥发性相差悬殊，部分冷凝似乎可使出料分成主要含氢和甲烷的气相物流和主要含苯、甲苯和联苯的液相物流。

气相物流中的氢为反应物，因此应循环返回反应器进口(见流程图)。甲烷作为进料杂质进入流程，也是主反应的副产物，必须从流程中脱除。氢 - 甲烷的分离可能是代价高昂的，但甲烷可通过放空从流程中除去(见图 2.5)。

液相物流可方便地用精馏分离为纯组分，苯作为产品取出，联苯作为不需要的副产物取出，甲苯则循环返回。将联苯循环返回以改善选择性也是可能的，但此处我们将假定不这么做。

氢进料含有作为杂质的 0.05 摩尔分数的甲烷。要求的苯产量为 265kmol/h。

最初假定相分裂能将反应器出料分离为仅含氢和甲烷的气相物流和仅含苯、甲苯和联苯的液相物流，而液相分离系统能生产基本上为纯组分的产品。

当反应器的转化率为 0.75 时：

(1) 确定由相分裂器送去放空的气相分数(α)与循环和放空气中甲烷、摩尔分数(y)间的关系。

(2) 根据给定的假定，估算循环和放空气中甲烷摩尔分数为0.4时反应器的出料组成。

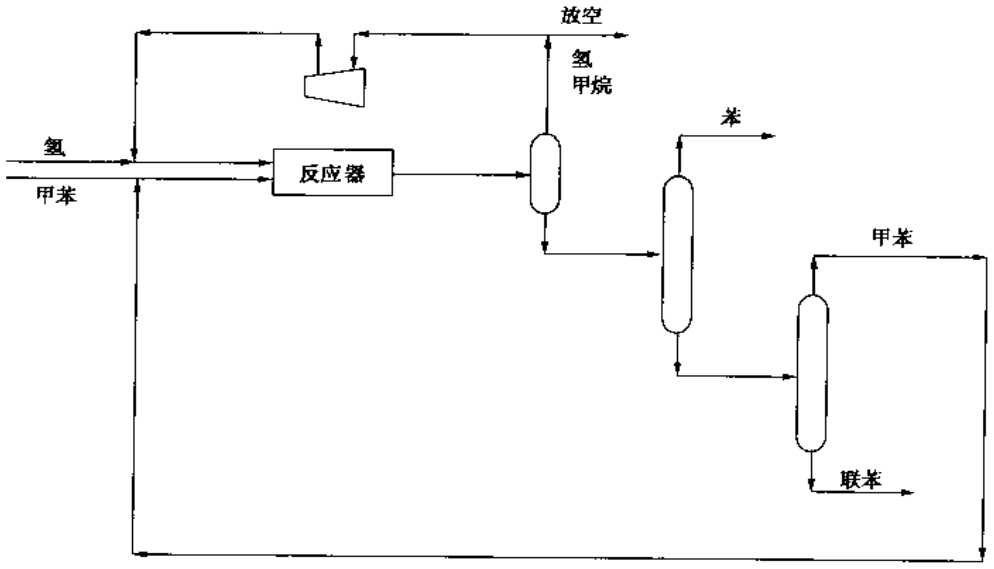


图 2.5 流程图

【计算步骤】

1. 计算甲苯生成苯的选择性 令 P_B 为苯的产量。那么，

$$C_6H_5CH_3 + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + C_6H_6 + CH_4$$

$$\frac{P_B}{S} \quad \frac{P_B}{S} \qquad\qquad P_B \quad P_B\left(\frac{1}{S}-1\right) \quad \frac{P_B}{S}$$

$$2C_6H_6 \rightleftharpoons C_{12}H_{10} + H_2$$

$$P_B\left(\frac{1}{S}-1\right) \quad \frac{P_B}{2}\left(\frac{1}{S}-1\right) \quad + \frac{P_B}{2}\left(\frac{1}{S}-1\right)$$

对 $X=0.75$，

$$S = 1 - \frac{0.0036}{(1-0.75)^{1.544}} = 0.9694$$

关于选择性计算的更多内容，见本书第4章。

2. 计算进入反应器的甲苯量

$$\text{新鲜甲苯进料} = \frac{P_B}{S}$$

和

$$\text{甲苯循环量} = R_T$$

那么

$$\text{进入反应器的甲苯} = \frac{P_B}{S} + R_T$$

和

$$\text{反应器出料中的甲苯} = \left(\frac{P_B}{S} + R_T\right)(1-X) = R_T$$

对于 $P_B = 265\text{kmol/h}$，$X = 0.75$ 和 $S = 0.9694$

$$R_T = 91.12\ \text{kmol/h}$$

因此，

$$\text{进入反应器的甲苯} = \frac{265}{0.9694} + 91.12 = 364.5\ \text{kmol/h}$$

3. 求取作为送往放空的放空率 α 的函数的氢进料量

$$\text{进入反应器的氢} = 5 \times 364.5 = 1823\text{kmol/h}$$

$$\text{反应中的净氢消耗} = \frac{P_B}{S} - \frac{P_B}{2}\left(\frac{1}{S} - 1\right)$$

$$= \frac{P_B}{S}\left(1 - \frac{1 - S}{2}\right)$$

$$= 269.2\text{kmol/h}$$

因此，

$$\text{反应器出料中的氢} = 1823 - 269.2 = 1554\ \text{kmol/h}$$

$$\text{放空气中损失的氢} = 1554\alpha$$

于是，

$$\text{进入流程的氢} = 1554\alpha + 269.2$$

4. 求取作为 α 的函数的放空和循环物流中的甲烷分率 y

$$\text{作为杂质进入流程的甲烷} = (1554\alpha + 269.2)\frac{0.05}{0.95}$$

和

$$\text{反应器产生的甲烷} = \frac{P_B}{S}$$

所以，

$$\text{放空气中的甲烷} = \frac{P_B}{S} + (1554\alpha + 269.2)\frac{0.05}{0.95}$$

$$= 81.79\alpha + 287.5$$

$$\text{放空总流率} = 1554\alpha + 81.79\alpha + 287.5$$

$$= 1636\alpha + 287.5$$

于是，作为 α 函数的放空(和循环)气中的甲烷摩尔分数为

$$y = \frac{81.79\alpha + 287.5}{1636\alpha + 287.5}$$

可用图 2.6 表示此方程的标绘。随着放空率 α 的增加，放空量增加，但放空和循环气中的甲烷浓度减小。这种变化(和反应转化率)是反应和分离系统优化时一重要的自由度。

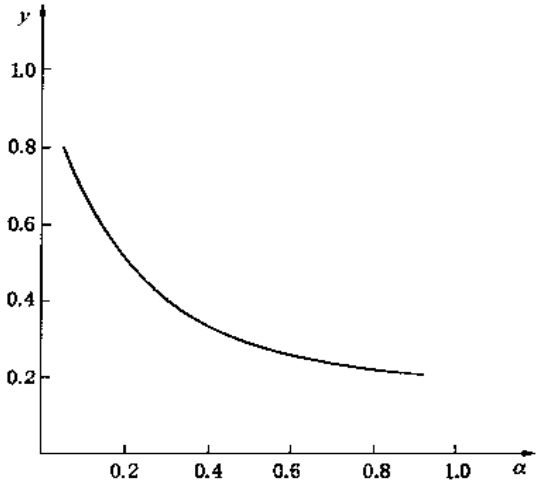


图 2.6　放空率和放空气中甲烷浓度的关系

5. 对 α 为 0.4，求反应器出料中甲烷的量

相分离器气相中甲烷的摩尔分数 = 0.4

因此，

$$反应器出料中甲烷的量 = \frac{0.4}{0.6} \times 1554 = 1036\ \text{kmol/h}$$

6. 求反应器出料中联苯的量

$$反应器出料中联苯的量 = \frac{P_B}{2}\left(\frac{1}{S} - 1\right) = 4\ \text{kmol/h}$$

7. 反应器出料组成摘要 估计的反应器出料组成列于下表。这些结果假设相分离气中所有分离均是清晰的。

组 分	流率/[(kmol/h)]	组 分	流率/[(kmol/h)]
氢	1554	甲 苯	91
甲 烷	1036	联 苯	4
苯	265		

来源：改编自 Smith 的 *Chemical Process Design*, McGraw - Hill.

2.9 煤燃料在炉子中的燃烧

某种煤具有如下最终分析数据：C = 0.8339，H_2 = 0.0456，O_2 = 0.0505，N_2 = 0.0103，S = 0.0064，灰分 = 0.0533，总计 = 1.000。这种煤在蒸汽锅炉中燃烧。确定为达到理论上的完全燃烧每磅煤所需空气的质量，燃烧生成的气体质量，和在锅炉出口温度为 600°F(589K) 每磅煤燃烧产生的烟道气体积；要求空气的过量比为 20%，并以这种过量比产生的烟道气体积；烟道气中干基和湿基 CO_2 百分数。

【计算步骤】

1. 计算每磅煤需要的氧气质量 为求取达到理论上的完全燃烧每磅煤所需氧气的质量，根据煤的最终分析数据建立下表：

元 素	×	相对分子质量之比	=	需氧磅数
C:0.8339	×	32/12	=	2.2237
H_2:0.0456	×	16/2	=	0.3648
O_2:0.0505;减少外部空气需要量			=	-0.0505
N_2:0.0103;在燃烧中为惰性组分,可忽略				
S:0.0064	×	32/32	=	0.0064
灰分:0.0533;在燃烧中为惰性组分,可忽略				
总计 1.0000				
每磅燃料外部 O_2 量/lb			=	2.5444

注意：燃烧所需的总氧量中，0.0505lb 是由燃料本身提供的，并假定存在于燃料中的氧减少了所需外部氧总量。相对分子质量比可由燃烧过程中各元素与氧的化学反应式求得。于是，对碳，$C + O_2 \rightarrow CO_2$，或 12 + 32 = 44，式中 12 和 32 分别是碳和氧的相对分子质量。

2. 计算完全燃烧需要的空气质量 海平面上的空气是各种气体的机械混合物，按质量计主要为 23.2% 的 O_2 和 76.8% 的 N_2。和锅炉中燃烧 1lb 煤所需的 2.5444lb 氧相对应的氮气量是空气中氮和氧的质量比与(2.5444)的乘积，或(2.5444)(76.8/23.2) = 8.4219 lb。那么 1 lb煤完全燃烧所需的空气质量等于所需氮和氧之和 = 8.4219 + 2.5444 = 燃烧每磅煤 10.9663lb 空气。

3. 算燃烧产物的质量 通过加和求取燃烧产物质量：

燃料组分	+	氧	→	燃烧产物/lb
C;0.8339	+	2.2237	→	CO_2 = 3.0576
H_2;0.0456	+	0.3648	→	H_2O = 0.4104
O_2;0.0505;不是燃烧产物				
N_2;0.0103;通过锅炉的惰性组分				= 0.0103
S;0.0064	+	0.0064	→	SO_2 = 0.0128
来自步骤 2 的外部氮				= N_2 = 8.4219
燃烧 1 lb 煤的烟道气质量/lb				= 11.9130

4. 将烟道气质量转化为体积　利用 Avogadro 定律，该定律阐明在相同的压力、温度条件下，1mol(相对分子质量以磅表示)任何气体将占据相同体积。

在 14.7psia 和 32°F 下，1mol 任何气体将 359ft³ 体积。在此条件下 1 lb 任何气体的体积可由 359 除以该气体的相对分子质量求得，而要将气体体积校正到气体所处温度可将该体积乘以烟道气和空气绝对温度的比值。为将燃烧产物的质量分析数据(步骤 3)转化为体积分析数据，进行如下计算：

产　物	质量/lb	相对分子质量	温度校正	600°F 的体积/ft³
CO_2	3.0576	44	(359/44)(3.0576)(2.15)	= 53.8
H_2O	0.4104	18	(359/18)(0.4104)(2.15)	= 17.6
总 N_2	8.4322	28	(359/28)(8.4322)(2.15)	= 233.0
SO_2	0.0128	64	(359/64)(0.0128)(2.15)	= 0.17
燃烧每磅煤烟道气的体积/ft³				= 304.57

在上述计算中，温度校正因子 2.15 = (烟道气的热力学温度)/(空气的热力学温度)，R = (600 + 460)/(32 + 460)。烟道气中的总 N_2 为燃烧空气和燃料中的 N_2 之和，或 8.4219 + 0.0103 = 8.4322lb。此值被用于烟道气体积计算中。

5. 计算烟道气中 CO_2 含量　如步骤 4 中所计算的，600°F 时燃烧产物中 CO_2 的体积为 53.8ft³，而燃烧产物总体积为 304.57ft³。因此，湿基 CO_2 的百分数(即包括燃烧产物中的水汽) = ft³CO_2/总 ft³ = 53.8/304.57 = 0.1765，或 17.65%。

干基或奥萨特(Orsat)基 CO_2 的百分数可用相同的方法求取，除了从步骤 4 中求得的烟道气总质量中减去燃烧产物中的 H_2O 17.6ft³ 外。或干基或奥萨特(Orsat)基 CO_2 的百分数 = (53.8)/(304.57 − 17.6) = 0.1875，或 18.75%。

6. 按题述的过量流率计算需要的空气　按空气过量比 20%，所需空气流率 = (0.20 + 1.00)(不过量的空气流率) = 1.20(10.9663) = 燃烧 1 lb 煤需 13.1596lb 空气。不过量的空气流率取自步骤 2。

7. 计算燃烧产物质量　过量空气通过锅炉，不参与燃烧反应，但增加了每磅煤燃烧产物的质量。因此，燃烧产物的质量为无过量空气时燃烧产物质量与(空气过量比)(完全燃烧所需空气，lb)的产物质量乘积之和；或分别利用步骤 3 和 2 中的质量得以 20%空气过量燃烧 1 lb 煤所的气体产物质量 = 11.9130 + (0.20)(10.9663) = 14.1063 lb。

8. 计算燃烧产物体积和 CO_2 百分数　燃烧产物中过量空气的体积可将质量分析数据转化为体积分析数据，并按步骤 4 进行温度校正求得，利用步骤 2 中完全燃烧所需的空气质量和空气过量比，或(10.9663)(0.20)(359/28.95)(2.15) = 58.5ft³(1.66m³)。在上述计算中数值 28.95 为空气的相对分子质量。燃烧产物的总体积为步骤 4 中完全燃烧列和上述过量空气体

积之和，或 304.57 + 58.5 = 363.07ft³(10.27m³)。

利用步骤 5 的方法，湿基 CO_2 百分数 = 53.8/363.07 = 14.8%；干基 CO_2 百分数 = 53.8/(363.07 - 17.6) = 15.6%。

相关计算 在进行从世界上任何煤田获得的任何种类的煤——生煤、半生煤、褐煤、无烟煤、烛煤和焦炭，在任何种类的炉子——锅炉、加热器、工艺炉或废热炉的燃烧计算时，都可利用这里给出的方法。当用于燃烧的空气中含有水汽时(通常是这样)，这部分水汽被加入出现在燃烧产物中的燃烧生成的水汽。于是对相对湿度为 60% 的 80°F(300K)的空气，水汽含量为每磅干空气 0.013lb 水汽。此数量的水汽出现在所用的每磅空气的燃烧产物中，而且通常被假定为燃烧计算的标准。

2.10 燃料油在炉子中的燃烧

某种燃料油有如下最终分析数据：C = 0.8543，H_2 = 0.1131，O_2 = 0.0270，N_2 = 0.0022，S = 0.0034，总计 = 1.000。这种燃料油在蒸汽锅炉中燃烧。确定为达到理论上的完全燃烧每磅油所需空气的质量，燃烧生成的气体质量，和在锅炉出口温度为 600°F(589K)每磅油燃烧产生的烟道气体积；要求空气的过量比为 20%，并以这种过量比产生的烟道气体积；烟道气中干基和湿基 CO_2 百分数。

【计算步骤】

1. 计算每磅油需要的氧气质量 将遵照前节计算步骤中所述的同样的通用步骤。参考每一步骤的完整说明。利用每种元素的相对分子质量，可写出下列表格：

元 素	×	分子量比	=	需氧量/lb
C;0.8543	×	32/12	=	2.2781
H_2;0.1131	×	16/2	=	0.9048
O_2;0.0270;减少所需的外部氧			=	- 0.0270
N_2;0.0022;燃烧中为惰性组分,被忽略				
S;0.0034	×	32/32	=	0.0034
总计 1.0000				
每磅燃料外部 O_2 量/lb			=	3.1593

2. 计算完全燃烧需要的空气质量 和所需的氧相对应的氮气量是 = (3.1593)(76.8/23.2) = 10.4583 lb。燃烧每磅油所需的空气质量 = 10.4583 + 3.1593 = 13.6176 lb。

3. 计算燃烧产物的质量 如前：

燃料组分 + 氧			燃烧产物
C;0.8543 + 2.2781	=	3.1324	CO_2
H_2;0.1131 + 0.9148	=	1.0179	H_2O
O_2;0.0270*;不是燃烧产物			
N_2;0.0022;惰性组分,但通过炉子	=	0.0022	N_2
S;0.0034 + 0.0034	=	0.0068	SO_2
由自步骤 2 计算的外部 N_2	=	10.458	N_2
每磅油燃烧的烟道气量/lb	=	14.6137	

* 原文误排为 0.270。

4. 将烟道气质量转化为体积　如前：

产物	质量/lb	相对分子质量	温度校正	600°F的体积/ft³
CO_2	3.1324	44	(359/44)(3.1324)(2.15)	= 55.0
H_2O	1.0179	18	(359/18)(1.0179)(2.15)	= 43.5
总 N_2	10.460	28	(359/28)(10.460)(2.15)	= 288.5
SO_2	0.0068	64	(359/64)(0.0068)(2.15)	= 0.82
燃烧每磅油烟道气的体积/ft³				= 387.82

在上述计算中，温度校正因子 = 2.15 = (烟道气的热力学温度)/(空气的热力学温度) = (600 + 460)/(32 + 460)。烟道气中的总 N_2 为燃烧空气和燃料中的 N_2 之和，或 10.4583 + 0.0022 = 10.4605lb。

5. 计算烟道气中 CO_2 含量　湿基 CO_2 百分数 = 55.0/387.82 = 0.142，或 14.2%。干基 CO_2 百分数 = 55.0/(387.82 − 43.5) = 0.160，或 16.0%。

6. 按题述的过量流率计算需要的空气　按空气过量比 20%，每磅油所需空气流率 = (1.20)(13.6176) = 燃烧 1 lb 油需 16.3411lb 空气。

7. 计算燃烧产物质量　燃烧产物的质量 = (完全燃烧的产物质量，lb) + (空气过量比)(完全燃烧所需空气，lb) = 14.6173 + (0.20)(13.6176) = 17.3408lb(空气过量比为 20%时燃烧 1 lb 油产生的烟道气)。

8. 计算燃烧产物体积和 CO_2 百分数　燃烧产物中过量空气的体积可将质量分析数据转化为体积分析数据，并按步骤 4 进行温度校正求得，利用步骤 2 中完全燃烧所需的空气质量和空气过量比，或(13.6176)(0.20)(359/28.95)(2.15) = 72.7 ft^3(2.06m^3)。将此值加上步骤 4 中求得的燃烧产物体积，或 387.82 + 72.70 = 460.52ft^3(13.03m^3)。

利用步骤 5 的方法，湿基 CO_2 百分数 = 55.0/460.52 = 0.1192，或 11.92%。干基 CO_2 百分数 = 55.0/(460.52 − 43.5) = 0.1318 或 13.18%。

相关计算　在进行从国内外任何来源获得的任何种类的燃料油——石蜡基、沥青基、C 号船用燃料由、2 号、3 号、4 号或 5 号油，在任何种类的炉子——锅炉、加热器、工艺炉或废热炉的燃烧计算时，都可利用这里给出的方法。当用于燃烧的空气中含有水汽时(通常是这样)，这部分水汽被加入出现在燃烧产物中的燃烧生成的水汽。于是对相对湿度为 60%的 80°F的空气，水汽含量为每磅干空气 0.013lb 水汽。此数量的水汽出现在所用的每磅空气的燃烧产物中，而且通常被假定为燃烧计算的标准。

2.11　天然气在炉子中的燃烧

某种天然气在 60°F时有如下体积分析数据：CO_2 = 0.004，CH_4 = 0.921，C_2H_6 = 0.041，N_2 = 0.034，总计 = 1.000。这种天然气在蒸汽锅炉中燃烧。确定为达到理论上的完全燃烧每磅天然气所需空气的质量，燃烧生成的气体质量，和在锅炉出口温度为 650°F(589K)每磅天然气燃烧产生的烟道气体积；要求空气的过量比为 20%，和以这种过量比产生的烟道气体积；烟道气中干基和湿基 CO_2 百分数。

【计算步骤】

1. 计算每磅天然气需要的氧气质量　将遵照前面计算所述的同样的通用步骤，但为了考虑煤和天然气的差别，有些例外。

气体组成以体积为基准给出，这是表示燃料气分析数据的通常方法。为了在燃烧计算中采用体积分析数据，必须将它们转化为质量基准。这可由每种组分的质量除以气体总质量完成。$1ft^3$ 的气体被用于此计算。求取 $1ft^3$ 气体中每一组分的质量和总质量，如下所示，所用的燃烧元素和化合物的性质列于表 2.1。

表 2.1 燃烧元素性质

元素或化合物	分子式	相对分子质量	在 14.7psia,60°F		自然状态		热值		
			质量/(lb/ ft³)	体积/(ft³/lb)	固体或气体	可燃性	Btu/lb	14.7psia, 60°F下 Btu/ft³	Btu/mol
碳	C	12	—	—	固	是	14540	—	174500
氢	H_2	2.02[①]	0.0053	188	气	是	61000	325	123100
硫	S	32	—	—	固	是	4050	—	129600
一氧化碳	CO	28	0.0739	13.54	气	是	4380	323	122400
甲烷	CH_4	16	0.0423	23.69	气	是	24000	1012	384000
乙炔	C_2H_2	26	0.0686	14.58	气	是	21500	1483	562000
乙烯	C_2H_4	28	0.0739	13.54	气	是	22200	1641	622400
乙烷	C_2H_6	30	0.0792	12.63	气	是	22300	1762	668300
氧	O_2	32	0.0844	11.84	气				
氮	N_2	28	0.0739	13.52	气				
空气[②]		29	0.0765	13.07	气				
二氧化碳	CO_2	44	0.1161	8.61	气				
水	H_2O	18	0.0475	21.06	气				

① 对大多数实际应用，数值 2 已足够精确。

② 相对分子质量 29 仅为组分相对分子质量的加权平均。

来源：P. W. Swain and L. N. Rowley,“ Library of Practical Power Engineering”(collection of articles published in *Power*)。

组 分	体积分数	密度/(lb/ft³)	组分质量/lb = 第二列 × 第三列
CO_2	0.004	0.1161	0.0004644
CH_6	0.921	0.0423	0.0389583
C_2H_6	0.041	0.0792	0.0032472
N_2	0.034	0.0739	0.0025026
总计	1.000		0.0451725lb/ft³

$w(CO_2) = 0.0004644/0.0451725 = 0.01026$，或 1.03%

$w(CH_4) = 0.0389583/0.0451725 = 0.8625$，或 86.25%

$w(C_2H_6) = 0.0032472/0.0451725 = 0.0718$，或 7.18%

$w(N_2) = 0.0025026/0.0451725 = 0.0554$，或 5.54%

质量分数之和 = 1.03 + 86.25 + 7.18 + 5.54 = 100.00。此和值校核了质量计算的精度，因为各组分质量分数之和应为 100%。

然后，求解燃烧需要的氧量。因为 CO_2 和 N_2 均为惰性组分，它们不参与燃烧；它们通过炉子而不发生变化。利用气体中其余组分的相对分子质量和质量分数，我们有：

化合物	×	相对分子质量比	=	需要 O_2 的质量/lb
CH_4:0.8625	×	64/16	=	3.4500
C_2H_6:0.0718	×	112/30	=	0.2920
每磅燃料需要外部氧/lb			=	3.7420

在上述计算中，相对分子质量比由燃烧化学反应式获得，即 $CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$，即 16 + 64 = 44 + 36，和 $C_2H_6 + 7/2O_2 \longrightarrow 2CO_2 + 3H_2O$，即 30 + 112 = 88 + 54。

2. 计算完全燃烧需要的空气量　和所需的氧相对应的氮气量是 = (3.742)(0.768/0.232) = 12.39 lb。燃烧每磅天然气所需的空气质量 = 12.39 + 3.742 = 16.132 lb。

3. 计算燃烧产物的质量　利用下列关系：

燃料组分	+	氧	=	燃烧产物
CO_2;0.0103;惰性组分,但通过炉子			=	0.010300
CH_4;0.8625	+	3.45	=	4.312500
C_2H_6;0.003247	+	0.2920	=	0.032447
N_2;0.0554;惰性组分,但通过炉子			=	0.055400
步骤 2 计算的外部 N_2			=	12.390000
每磅天然气燃烧的烟道气磅数			=	16.800347

4. 将烟道气质量转化为体积　任何不含硫的燃料的完全燃烧产物为 CO_2、H_2O 和 N_2。利用步骤 1 的燃烧方程计算燃烧产物，于是：$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$，即 16 + 64 = 44 + 36；或 1 份 CH_4 燃烧生成 44/16 份 CO_2。因为由步骤 1 每 $1ft^3$ 天然气含 0.03896lb CH_4，这将生成 (0.03896)(44/16) = 0.1069lb CO_2。类似地，对 C_2H_6，(0.003472)(88/30) = 0.00952lb。燃烧产物中总的 CO_2 是 0.00464 + 0.1069 + 0.00952 = 0.11688lh，式中第一项是燃料中的 CO_2。

对 CH_4 燃烧产物中生成的 H_2O，利用类似的方法，(0.03896)(36/16) = 0.0875 lb。对 C_2H_6，(0.003472)(54/30) = 0.005816lb。燃烧产物中总的 H_2O = 0.0875 + 0.005816 = 0.093316lb。

步骤 2 表明每磅燃料需要 12.39lb N_2。因为 1 ft^3 燃料重 0.04517lb，所以 1 lb 天然气的体积为 1/0.04517 = 22.1ft^3。因此，燃烧 $1ft^3$ 燃料的 N_2 质量为 12.39/22.1 = 0.560lb。此值加上步骤 1 所列燃料中的 N_2 的质量，燃烧产物中的 N_2 为 0.560 + 0.0025 = 0.5625 lb。

然后，将 CO_2、H_2O 和 N_2 的质量相加求得燃烧产物的总质量，即 0.11688 + 0.09332 + 0.5625 = 0.7727lb。现将每种组分的质量转化为燃烧产物温度 650°F 下的体积：

产　物	质量/lb	相对分子质量	温度校正	650°F 时的体积/ft^3
CO_2	0.11688	44	(379/44)(0.11688)(2.255)	= 2.265
H_2O	0.09332	18	(379/18)(0.09332)(2.255)	= 4.425
总 N_2	0.5625	28	(379/28)(0.5625)(2.255)	= 17.190
燃烧 $1ft^3$ 天然气烟道气的体积/ft^3				= 23.880

在上述计算中，数值 379 被用于分子量比中，因为在 60°F 和 14.7psia 条件下 1 lb 任何气体的体积 = 379/气体分子量。所用的燃料气初始条件为 60°F 和 14.7psia。比值 2.25 = (650 + 460)/(32 + 460)。

5. 计算烟道气中 CO_2 含量　湿基 CO_2 百分数 = 2.265/23.88 = 0.0947，或 9.47%。干基 CO_2 百分数 = 2.265/(23.88 − 4.425) = 0.1164，或 11.64%。

6. 按题述的过量流率计算需要的空气　按空气过量比 20%，每磅天然气所需空气质量 = (1.20)(16.132) = 燃烧 1 lb 天然气需 19.3584lb 空气，或 $1ft^3$ 天然气 19.3584/ 22.1 = 0.875lb 空气(14.02kg/m^3)。数值 22.1 的说明参见步骤 4。

7. 计算燃烧产物质量 燃烧产物的质量 = (完全燃烧的产物质量，lb) + (空气过量比)。(完全燃烧所需空气，lb) = 16.80 + (0.20)(16.132) = 20.03lb

8. 计算燃烧产物体积和 CO_2 百分数 燃烧产物中过量空气的体积可由将质量分析数据转化为体积分析数据，并按步骤 4 进行温度校正求得，利用步骤 2 中求得的完全燃烧所需的空气质量和空气过量比，或(16.132/22.1)(0.20)(379/28.95)(2.255) = 4.31 ft^3。将此值加上步骤 4 中求得的燃烧产物体积，即 23.88 + 4.31 = 28.19 ft^3(0.80m^3)。

利用步骤 5 的方法，湿基 CO_2 百分数 = 2.265/28.19 = 0.0804，或 8.04%。干基 CO_2 百分数 = 2.265/(28.19 − 4.425) = 0.0953 或 9.53%。

相关计算 在进行从国内外任何来源获得的任何种类的气体燃料——天然气、高炉煤气、焦炉煤气、发生炉煤气、水煤气、沟道气，在任何种类的炉子——锅炉、加热器、工艺炉或废热炉的燃烧计算时，都可利用这里给出的方法。当用于燃烧的空气中含有水汽时(通常是这样)，这部分水汽被加入出现在燃烧产物中的燃烧生成的水汽。于是对相对湿度为 60%的 80°F(300K)的空气，水汽含量为每磅干空气 0.013lb 水汽。此数量的水汽出现在所用的每磅空气的燃烧产物中，而且通常被假定为燃烧计算的标准。

第3章 相 平 衡

A.K.S. Murthy 博士
技术学会特别会员
BOC
莫瑞山，新泽西

3.1 理想溶液性质的气－液平衡常数

假定遵循理想系统性质，计算 373K(212°F)和 101.3kPa(1atm)时苯－甲苯系统的 K 值和相对挥发度。

【计算步骤】

1. 确定有关蒸气压数据 涉及气－液平衡(VLE)的设计计算，例如蒸馏、吸收或气提的计算通常以气液平衡常数，即 K 值为基础。对第 i 个组分，K_i 定义为 $K_i = y_i/x_i$，式中 y_i 为该组分在气相中的摩尔分数，而 x_i 为它在液相中的摩尔分数。有时设计计算以相对挥发度 $\alpha_{i,j}$为基础，$\alpha_{i,j}$等于 K_i/K_j，下标 i 和 j 指二个不同的组分。一般而言，K 值取决于温度、压力和两相组成。

当系统服从 Raoult 定律和 Dalton 定律时，该系统被称为“理想系统”(这些定律指导原则见相关计算)。那么，$K_i = P^\circ_i/P$ 和 $\alpha_{ij} = P^\circ_i/P^\circ_j$，式中 P°_i 为第 i 个组分(纯)在系统温度下的蒸气压，而 P 为总压。

获取必需的苯和甲苯蒸气压数据的一种方法是应用 Antoine 方程：

$$\lg P^\circ = A - B/(t + C)$$

(也见第 1 章)。当 P°为毫米汞柱，t 为摄氏温度时，常数 A、B 和 C 的数值如下：

	A	B	C
苯	6.90565	1211.033	220.790
甲 苯	6.95464	1424.255	219.482

那么，在 373K(即 100℃)时，

$$\lg P^\circ_{苯} = 6.90565 - 1211.033/(100 + 220.790) = 3.1305$$

因此 $P^\circ_{苯}$等于 1350mmHg(180.05kPa)。类似地，

$$\lg P^\circ_{甲苯} = 6.95464 - 1424.255/(100 + 219.482) = 2.4966$$

所以 $P^\circ_{甲苯}$等于 313.8mmHg(41.84kPa)。

2. 用总压除蒸气压求得 K 值 总压 P 为 1atm，或 760mmHg。因此 $K_{苯} = 1350.5/760 = 1.777$ 和 $K_{甲苯} = 313.8/760 = 0.413$。

3. 计算苯对甲苯的相对挥发度 用甲苯的蒸气压除苯的蒸气压。于是，$\alpha_{苯-甲苯} = 1350.5/313.8 = 4.304$。

相关计算 许多系统或一相或二相都偏离理想溶液行为，所以由 $K_i = P^\circ_i/P$ 计算的 K

值是不够精确的。K 的严格的热力学定义是

$$K_i = \gamma_i f^\circ_i / (\phi_i P)$$

式中 γ_i 是液相中组分 i 的活度系数，是纯液体 i 在系统温度 T 和压力 P 下的逸度，而 ϕ_i 是气相中组分 i 的逸度系数。

在上述定义中，活度系数考虑液相的非理想性；对理想液态溶液，各组分的该系数均等于 1。类似地，逸度系数表示气相与理想气体行为的偏离，而当气体服从理想气体行为时，各组分的该系数均等于 1。最后，或者因为高压，或者因为缔合或离解纯气体未表现出理想气体行为时，用逸度代替蒸气压。这三个参数的各种计算方法见下文。

当系统压力低[例如，通常为低于 100psi(689.5kPa)]，且系统温度不低于对比温度 0.8 时，气相逸度系数可取为 1。在系统温度低于对比温度 0.7 时，纯液体逸度基本上等于其蒸气压。但遗憾的是，许多分子由于气相缔合在上述条件下而表现出非理想性质(氟化氢和某些有机酸属于这种情况)。尚无所有这类化合物的被普遍认可的列表。至于液相的非理想性，或许最重要的原因是氢键。预测氢键的通用经验规则见 R.H.Ewell，J.M.Harrison 和 L.Berg 发表在 *Ind. Eng. Chem.* 36(10)：871，1944 上的论文。

3.2 纯液体的逸度

计算液体氯化氢在 40°F(277.4K)、200psia(1379kPa)时的逸度。(逸度在相平衡计算中的作用已在例 3.1 的相关计算中讨论。)

【计算步骤】

1. 计算压缩因子 对临界温度高于系统温度的组分，

$$f^\circ = \upsilon P^\circ \exp[V(P - P^\circ)/(RT)]$$

式中 f°是纯液体逸度，υ 是纯蒸气在系统温度下的逸度系数，P°是该温度下的蒸气压，V 是液体摩尔体积，P 是系统压力，T 是热力学温度。

热力学上，逸度系数由下式计算

$$\ln\upsilon = \int_0^{P^\circ} \frac{Z-1}{P} \mathrm{d}P$$

式中 Z 是压缩因子。已对几种状态方程求得上述积分。例如，对 Redlich-Kwong 方程，该方程在工程设计中应用非常普遍，故在此处采用，关系式为

$$\ln\upsilon = (Z-1) - \ln(Z - BP^\circ) - \frac{A^2}{B}\ln\left(1 + \frac{BP^\circ}{Z}\right)$$

式中 $A^2 = 0.4278/(T_r^{2.5} P_c)$；

$B = 0.0867/(T_r P_c)$；

T_r = 对比温度(T/T_c)；

T_c = 临界温度；

P_c = 临界压力。

压缩因子 Z 通过求解如下三次方程求得(其中符号如上所定义)：

$$Z^3 - Z^2 + [A^2P^\circ - BP^\circ(1 + BP^\circ)]Z + (A^2P^\circ)(BP^\circ) = 0$$

HCl 的临界温度为 584°R，所以 40°F 时的对比温度为(460 + 40)/584 即 0.85616。HCl 的临界压力为 1206.9psia。那么，$A^2 = 0.4278/(0.85616^{2.5} \times 1206.9) = 5.226 \times 10^{-4}$，和 $B =$

$0.0867/(0.85616\times1206.9)=8.391\times10^{-5}$。HCl 40℉时的蒸气压 P°为423.3psia，所以 $A^2P^\circ=0.2212$，$BP^\circ=0.03552$，$A^2P^\circ-BP^\circ(1+BP^\circ)=0.1844$，和$(A^2P^\circ)$❶ $(BP^\circ)=7.857\times10^{-3}$。于是三次方程变为 $Z^3-Z^2+0.1844Z+7.857\times10^{-3}=0$。

上述方程可直接求解，也可试差求解。其最大根为气相压缩因子；在本案例中，$Z=0.73431$。

2. 计算逸度系数 利用上述以 Redlich-Kwong 方程为基础的关系式，

$$\ln\upsilon=(0.73431-1)-\ln(0.73431-0.03552)-\frac{5.226\times10^{-4}}{8.391\times10^{-5}}\ln\left(1+\frac{0.03552}{0.73431}\right)$$

$$=-0.2657+0.3584-0.2942=-0.2015$$

因此，$\upsilon=0.8175$。

3. 计算逸度 40℉时的饱和蒸气密度为 55lb/ft³，而 HCl 的相对分子质量为 36.46。因此，液体摩尔体积 V 为 $36.46/55=0.663\text{ft}^3/(\text{lb}\cdot\text{mol})$。气体常数为 10.73(psia)(ft³)/(lb·mol)(°R)。因此，

$$\exp[V(P-P^\circ)/(RT)]=\exp\left[\frac{0.663(200-423.3)}{10.73(460+40)}\right]=0.9728$$

最后，利用本题开始时的逸度方程 $f^\circ=0.8175\times423.3\times0.9728=336.6\text{psi}$ (2321kPa)。

此方程中的指数项 0.9728 称为"坡印廷(Poynting)校正"。如果系统压力大于蒸气压，其值大于 1。逸度系数 υ 总是小于 1 的。于是根据 υ 和坡印廷校正的大小，纯液体的逸度 f°可能大于或小于蒸气压。

相关计算 本法仅对临界温度高于系统温度的组分适用。当系统温度反高于临界温度时，可使用普遍化逸度系数图。但这种方法引入了虚拟液体的概念。当需要精确的结果时，应进行实验测定。可由实验测定的 Henry 常数可简单表示为 $\gamma^\infty f^\circ$，式中 γ^∞为无限稀释状态的活度系数(见例 3.8)。

采用普遍化逸度系数(见例 1.18)省略了某些计算步骤。但此处所用的状态方程法在可编程计算器或计算机上更容易编程。它完全是解析求解的，状态方程的采用允许以一致的方式计算所有热力学性质。

3.3 非理想气相混合物

计算含 80% HCl 和 20% 二氯甲烷(DCM)的气体混合物在 40℉(277.4K)和 200psia (1379kPa)下各组分的逸度系数。

【计算步骤】

1. 计算混合物的压缩因子 用类似于前一问题所用的方法，可由适用于该混合物的任何状态方程导出气相混合物的逸度系数表示式。如果采用 Redlich－Kwong 状态方程，表示式为

$$\ln\phi_i=(Z-1)\frac{B_i}{B}-\ln(Z-BP)-\frac{A^2}{B}\left(\frac{2A_i}{A}-\frac{B_i}{B}\right)\ln\left(1+\frac{BP}{Z}\right)$$

式中 ϕ_i——气相中组分 i 的逸度系数；

❶ 原文误排为(A^2P)，译者注。

A_i^2——$0.4278/T_{r,i}^{2.5}P_{c,i}$；

B_i——$0.0867/T_{r.i}P_{c,i}$；

A——$\sum y_iA_i$；

B——$\sum y_iB_i$

$T_{r,i}$——组分 i 的对比温度($T/T_{c,i}$)；

$T_{c,i}$——组分 i 的临界温度；

$P_{c,i}$——组分 i 的临界压力；

y_i——气体混合物中组分 i 的摩尔分数。

通过求解下列三次方程可得压缩因子 Z：

$$Z^3 - Z^2 + [A^2P - BP(1 + BP)]Z + (A^2P)(BP) = 0$$

输入的相关参数数值为

	HCl	DCM
临界温度 $T_{c,i}$/°R	584	933
临界压力 $P_{c,i}$,psia	1206.9	893
40℉时的对比温度 $T_{r,i}$	0.8562	0.5359
$A_i = (0.4278/T_{r,i}^{2.5}P_{c,i})^{1/2}$	0.02286	0.04774
$B_i = 0.0867/T_{r,i}P_{c,i}$	8.390×10^{-5}	1.812×10^{-4}
摩尔分数 y_i	0.8	0.2

那么，$A = y_1A_1 + y_2A_2 = 0.0278$，$B = y_1B_1 + y_2B_2 = 1.0336 \times 10^{-4}$，$A^2P = 0.0278^2 \times 200 = 0.1546$，$BP = 1.0336 \times 10^{-4} \times 200 = 0.02067$，$A^2P - BP(1 + BP) = 0.1335$，和$(A^2P) \times (BP) = 0.003195$。三次方程变为 $Z^3 - Z^2 + 0.1335Z + 0.003195 = 0$。

上述方程可解析求解或试差求解。最大的实根是压缩因子；在本例中 $Z = 0.8357$。

2. 计算逸度系数 代入根据 Redlich-Kwong 方程得到的前述方程，

$$\begin{aligned}\ln\phi_i &= (0.8357 - 1)B_i/(1.0336 \times 10^{-4}) - \ln(0.8357 - 0.02067) \\ &\quad - 0.0278^2/(1.0336 \times 10^{-4})[2A_i/0.0278 - B_i/(1.0336 \times 10^{-4})] \times \\ &\quad [\ln(1 + 0.02067/0.8357)] \\ &= -1589.6B_i + 0.2045 - 0.1827(71.94A_i - 9674.9B_i)\end{aligned}$$

令下标 1 代表 HCl，下标 2 代表 DCM，由上述方程得到 $\ln\phi_1 = -0.08095$ 和 $\ln\phi_2 = -0.3905$。因此，$\phi_1 = 0.9222$ 和 $\phi_2 = 0.6767$。

相关计算 已知某些化合物，如乙酸和氟化氢会由于缔合而在气相中形成二聚体、三聚体或其它多聚体。用简单的状态方程去表示含这类化合物的系统的非理想性是不够精确的。遗憾的是，尚无普遍认可的关于所有这类化合物的列表。

3.4 非理想液相混合物

用 Wilson 方程模型计算 0℃时含氯仿和丙酮各 50%的溶液中二组分的活度系数。该系统的 Wilson 常数(下标 1 代表氯仿，下标 2 代表丙酮)是

$$\lambda_{1,2} - \lambda_{1,1} = -332.23\text{cal/(g·mol)}[-1390\text{kJ/(kg·mol)}]$$

$$\lambda_{1,2} - \lambda_{2,2} = -72.20\text{cal/(g·mol)}[-302.1\text{kJ/(kg·mol)}]$$

【计算步骤】

1. 计算 Wilson 方程的 $G_{i,j}$参数　通常的工程实践是通过实验测定气液平衡来确定液相的非理想性。为精确表示大多数非理想溶液的行为存在各种含调节参数的模型。因为有了这些模型，所需的实验信息的数量并不过多(见例 3.9，该例说明了由实验数据计算这类参数的方法)。

一种这样的模型是 Wilson 方程模型，此模型适用于多组分系统，且由于仅需可由二元数据计算得到的参数而具有吸引力。该模型的另一吸引人之处是 Wilson 常数几乎是与温度无关的。该模型为

$$\ln\gamma_i = 1 - \ln\sum_{j=1}^{N} x_j G_{j,i} - \sum_{j=1}^{N}\left(x_j G_{i,j} / \sum_k x_k G_{k,j}\right)$$

式中 γ_i 为组分 i 的活度系数，x_i 为该组分的摩尔分数，而 $G_{i,j} = V_i/V_j\exp[-(\lambda_{i,j} - \lambda_{j,j})/(RT)]$，而 V_i 为组分 i 的液相摩尔体积，$(\lambda_{i,j} - \lambda_{j,j})$为 Wilson 常数。注意 $\lambda_{i,j} = \lambda_{j,i}$，但 $G_{i,j} \neq G_{j,i}$。

对二元系统，$N = 2$ 和$(x_1 + x_2) = 1.0$，于是模型变为

$$\ln\gamma_1 = -\ln(x_1 + x_2 G_{2,1}) + x_2\left[\frac{G_{2,1}}{x_1 + x_2 G_{2,1}} - \frac{G_{1,2}}{x_2 + x_1 G_{1,2}}\right]$$

和

$$\ln\gamma_2 = -\ln(x_2 + x_1 G_{1,2}) + x_1\left[\frac{G_{1,2}}{x_1 + x_2 G_{1,2}} - \frac{G_{2,1}}{x_1 + x_2 G_{2,1}}\right]$$

式中

$$G_{1,2} = \frac{V_1}{V_2}\exp\left(-\frac{\lambda_{1,2} - \lambda_{2,2}}{RT}\right) \quad 和 \quad G_{2,1} = \frac{V_2}{V_1}\exp\left(-\frac{\lambda_{1,2} - \lambda_{1,1}}{RT}\right)$$

在 0℃时，$V_1 = 71.48$cc/(g·mol) 和 $V_2 = 78.22$cc/(g·mol)。因此，对氯仿－丙酮系统，

$$G_{1,2} = \frac{71.48}{78.22}\exp\left[-\frac{-72.20}{1.9872 \times 273.15}\right] = 1.0438$$

和

$$G_{2,1} = \frac{78.22}{71.48}\exp\left[-\frac{-332.23}{1.9872 \times 273.15}\right] = 2.0181$$

2. 计算活度系数　摩尔分数 x_1 和 x_2 都等于 0.5。因此，$x_1 + x_2 G_{2,1} = 1.509$ 和 $x_2 + x_1 G_{1,2} = 1.022$。代入 Wilson 模型，

$$\ln\gamma_1 = -\ln 1.509 + 0.5\left(\frac{2.0181}{1.509} - \frac{1.0438}{1.022}\right) = -0.2534$$

因此，$\gamma_1 = 0.7761$。和

$$\ln\gamma_2 = -\ln 1.022 + 0.5\left(\frac{1.0438}{1.022} - \frac{2.0181}{1.509}\right) = -0.1798$$

因此，$\gamma_2 = 0.8355$。

该系统，活度系数均小于 1，是一与理想性质有负偏差的例子。

相关计算　当 Wilson 模型用于存在二个以上组分的系统时，重要的是记住必须对所有可能的二元对组分进行 $G_{i,j}$的加和(还需记住 $G_{i,j} \neq G_{j,i}$)。

Wilson 模型的限制是它不适用于存在一个以上液相的系统。与 Wilson 模型类似的 NRTL

模型可用于形成二个液相的系统。

一个比较老的预测液相活度系数的模型是 Van Laar 模型，在该模型中(对二组分)，$\ln\gamma_1 = A_{1,2}/[1 + A_{1,2}x_1/(A_{2,1}x_2)]^2$，式中二个 A 是由实验数据确定的常数。此模型可处理存在一个以上液相的系统。另一个比较老的模型是 Margules 模型，有"二下标"和"三下标"形式。这二个模型(对二组分)分别为 $\ln\gamma_1 = Ax_2^2$ 和 $\ln\gamma_1 = x_2^2[A_{1,2} + 2(A_{2,1} - A_{1,2})x_1]$。这些老模型的三元系形式也能获得，但将 Van Laar 模型和 Margules 模型推广到多元系统一般是相当不便使用的。

Fredenslund 及其合作者开发了 UNIFAC 关联式，对为他们的工作中大量的实验数据所包括的那些系统，该模型是令人满意的。详细情况可参阅 A. Fredenslund, J.Gmehling, and P.Rasumssen 的著作：*Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC*, Elsevier Scientific Publishing Co., Amsterdam, 1977.

3.5 理想液相、非理想气相的 K 值

假定液相为理想，而气相为非理想，计算 200psia(1379kPa)、40℉(277.4K)，且气相组成为 80%(摩尔分数)HCl 的系统中 HCl 和二氯甲烷的 K 值。并计算相对挥发度。并将此计算值与如果系统表现出理想体系性质时的 K 值和相对挥发度进行比较。

【计算步骤】

1. 导出 K 值热力学定义的相应形式 参照例 3.1 相关计算中所给出的 K 值的严格定义。当液相为理想溶液时，$\gamma_i = 1$。于是，K 值的相应形式为

$$K_i = f^{\circ}_i/(\phi_i P)$$

式中 f°_i 是系统温度和压力下纯液体 i 的逸度，ϕ_i 是气相中组分 i 的逸度系数，P 为系统压力。令下标 1 代表 HCl，下标 2 代表 DCM。

2. 确定纯液体逸度和气相逸度系数 200psia 和 40℉时 HCl 的逸度已在例 3.2 中计算过，为 336.6psi。可用同样的方法求得 DCM 的纯液体逸度 f°_2。参考该例，$A^2 = 0.04774$ 和 $B^2 = 1.812 \times 10^{-4}$；40℉时 DCM 的蒸气压为 3.28psi。由导出压缩因子的三次方程求得 Z 为 0.993；Redlich-Kwong 方程得到 v_2 为 0.993。40℉时 DCM 的液相摩尔体积为 1.05ft^3/(lb·mol)，所以求得坡印廷校正为 1.039，最终得到的 f°_2 为 3.38psi(23.3kPa)。至于逸度系数，已在例 3.3 中求得 $\phi_1 = 0.9222$ 和 $\phi_2 = 0.6767$。

3. 计算 K 值和相对挥发度 利用步骤 1 中的方程，$K_1 = 336.6/(0.9222 \times 200) = 1.82$ 和 $K_2 = 3.38/(0.6767 \times 200) = 0.025$。由例 3.1 中的定义，相对挥发度 $\alpha_{1,2} = K_1/K_2 = 1.82/0.025 = 72.8$。

4. 将上述计算值与如果系统为理想时的求得的值进行比较 如例 3.1 中所指出的，理想系统的 K 值可由组分蒸气压除以系统总压求得。40℉时 HCl 和 DCM 的蒸气压分别为 423.3 和 3.28psi。于是，$K_1^{理想} = 423.3/200 = 2.12$，$K_2^{理想} = 3.28/200 = 0.016$，而 $\alpha_{1,2}^{理想} = 2.12/0.016 = 133$。

可见在本案例的系统条件下，实际相对挥发读大大低于如果系统为理想系统时的相对挥发度。

3.6 理想气相、非理想液相的 K 值

假定气相为理想体系而液相为非理想体系，计算 500mmHg(66.7kPa)和 70℃(158℉，

343K)时含80%乙醇的溶液中乙醇和水的 K 值。并计算相对挥发度，并将此计算值与如果系统表现出理想体系性质时的 K 值和相对挥发度进行比较。

【计算步骤】

1. 导出 K 值热力学定义的相应形式 在上述低系统压力下，气相的非理想性可忽略。因为在系统温度下，二组分都不具有很高的蒸气压，还因为蒸气压和系统压力之差比较小，可认为纯液体逸度基本上等于蒸气压。

参照例3.1相关计算中所给出的 K 值的严格定义。考虑到上段的假设，此定义可简化为 $K_i = \gamma_i P_i / P$，式中 γ_i 为组分 i 在液相中的活度系数，P_i 为该组分的蒸气压，P 为系统压力。

2. 确定活度系数和蒸气压 活度系数可用例3.4中讨论的Wilson方程模型计算，也可用该例相关计算中讨论的其它方法之一计算。例如，实验确定乙醇/水系统的Van Laar常数为 $A_{1,2} = 1.75$ 和 $A_{1,1} = 0.91$，式中下标1和2分别指乙醇和水。所以该例中讨论的Van Laar模型变为 $\ln\gamma_1 = 1.75/[1 + (1.75 \times 0.8)$❶ $/(0.91 \times 0.2)]^2$，和(通过交换下标)$\ln\gamma_2 = 0.91/[1 + (0.91 \times 0.2)/(1.75 \times 0.8)]^2$。因此，$\gamma_1 = 1.02$ 和 $\gamma_2 = 2.04$。

查表知道，70℃乙醇和水的蒸气压分别为542和233mmHg。

3. 计算 K 值和相对挥发度 利用步骤1中的方程，$K_1 = 1.02 \times 542/500 = 1.11$ 和 $K_2 = 2.04 \times 233/500 = 0.95$。

由例3.1中的定义，相对挥发度 $\alpha_{1,2} = K_1/K_2 = 1.11/0.95 = 1.17$。

4. 将上述计算值与系统为理想时的求得的值进行比较 如例3.1中所指出的，理想系统的 K 值可由组分蒸气压除以系统总压求得。于是，$K_1^{理想} = 542/500 = 1.084$，$K_2^{理想} = 233/500 = 0.466$，而 $\alpha_{1,2}^{理想} = 1.084/0.466 = 2.326$。可见在本案例的系统条件下，实际相对挥发度大大低于系统为理想时的相对挥发度。

相关计算 随着以计算机为基础进行的计算已成为常规方法，确定 K 值的计算中日益增长的一种趋势是采用立方型方程，例如Peng-Robinson方程，来计算每一相的逸度。此类计算在数学上比较复杂且涉及迭代计算。

3.7 气-液平衡实验数据的热力学一致性

70℃(158℉，343K)时乙醇/水(下标分别为1和2)系统的气-液平衡数据列于表3.1的左边三列。校核这些数据是否符合热力学一致性。

【计算步骤】

1. 选择热力学一致性判据 与热力学一致性的偏差来源于实验误差。气液平衡测定样品中的杂质往往是误差的来源。一组完整的气液平衡数据包括温度 T、压力 P、液相组成 x_i、气相组成 y_i。通常的做法是用下列方程将这些数据转化为活度系数，即严格定义的 K 值方程(即例3.1的相关计算中定义的比值 y_i/x_i)的一种重新排列的形式：

$$\gamma_i = \phi_i P y_i / (f^\circ_i x_i)$$

逸度系数 ϕ_i 是用例3.3中叙述的方法估算的。纯液体逸度 f°_i 是用例3.2中叙述的方法计算的。假定 ϕ_i 和 f°_i 被正确计算，用上述方程得到的 γ_i 必服从Gibbs-Duhem方程。“热力

❶ 原文误排为0.08，译者注。

学一致性的数据"这一术语用于指服从该方程的数据。

表 3.1 70℃时的乙醇/水系统(例 3.7 和例 3.8)

实验数据			计算结果				
压力 P/mmHg	液相中乙醇的摩尔分数，x_1	气相中乙醇的摩尔分数，y_1	$\gamma_1, Py_1/P^\circ_1x_1$	$\gamma_2, Py_2/P^\circ_2x_2$	$\ln(\gamma_1/\gamma_2)$	$\ln\gamma_1/x_2^2$	$-\ln\gamma_2/x_1^2$
362.5	0.062	0.374	4.034	1.038	1.357	1.585	—
399.0	0.095	0.439	3.402	1.062	1.165	1.495	—
424.0	0.131	0.482	2.878	1.085	0.976	1.400	—
450.9	0.194	0.524	2.247	1.143	0.676	1.246	—
468.0	0.252	0.552	1.891	1.203	0.452	1.139	—
485.5	0.334	0.583	1.564	1.305	0.181	1.008	—
497.6	0.401	0.611	1.399	1.387	0.009	0.936	—
525.9	0.593	0.691	1.313	1.714	−0.416	—	−1.532
534.3	0.680	0.739	1.071	1.870	−0.557	—	−1.354
542.7	0.793	0.816	1.030	2.070	−0.698	—	−1.157
543.1	0.810	0.826	1.022	2.135	−0.737	—	−1.156
544.5	0.943	0.941	1.002	2.419	−0.881	—	−0.993
544.5	0.947	0.945	1.002	2.425	−0.883	—	−0.988

恒温下，Gibbs－Duhem 方程可重排给出近似等式

$$\int_0^1 \ln\frac{\gamma_1}{\gamma_2}\mathrm{d}x_1 = 0$$

(如果温度和压力均恒定上述等式是精确的，但这将和气液平衡的概念相矛盾。)换言之，$\ln(\gamma_1/\gamma_2)$对 x_1 曲线下的净面积应为 0。这意味着 x 轴以上的面积和 x 轴以下的面积必须相等。因为实际数据必定伴有系统压力的变化并必有实验误差和计算 f°_i 和 ϕ_i 的误差，所以不能期望上述方程被完全满足。但偏差应不大于总绝对面积的百分之几。

2. 确定系统的活度系数，并将活度系数比值的自然对数与液相乙醇含量进行标绘 如前例中所见，且因该例中述及的理由，本例中的系统压力和蒸气压使得可将蒸气压用作 f°_i，且有 $\phi_i = 1$。由实验数据计算的活度系数和 $\ln(\gamma_1/\gamma_2)$也被列于表 3.1。$\ln(\gamma_1/\gamma_2)$对 x_1 的标绘如图 3.1 所示。

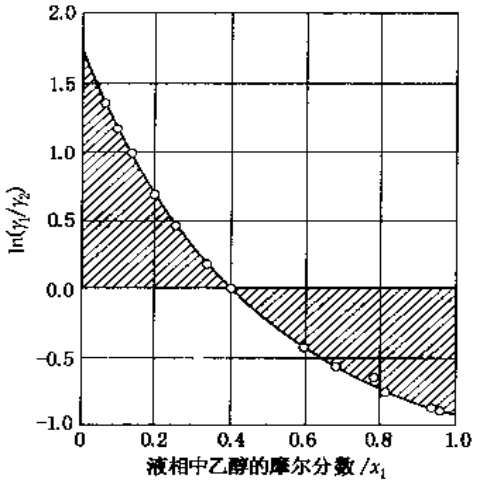


图 3.1 关于乙醇(1)/水(2)系统数据的热力学一致性的面积检验(例 3.7)

3. 测量并估计标绘曲线下的净面积 通过测量，x 轴以上的面积为 0.295，而 x 轴以下的面积为 0.325。净面积是 0.295 − 0.325 = 0.03。总绝对面积是 0.295 + 0.325 = 0.62。于是，净面积约为总面积的 5%。此数值对可假定数据具有热力学一致性已足够小。

相关计算 当气液平衡数据是在等压而非等温条件下取得时(通常是这种情况)，前述 Gibbs-Duhem 方程的右边不能简单地近似取为 0。相反，方程应取如下形式：

$$\int_0^1 \ln\left(\frac{\gamma_1}{\gamma_2}\right)\mathrm{d}x = \int_{x=0}^{x=1}\left(\frac{\Delta H}{RT^2}\right)\mathrm{d}T$$

式中 ΔH 为混合热。

对某些系统，方程右边的积分确实可忽略，即可设其为 0。这类系统包括由化学上类似的组分组成，因而混合热很小的系统和纯组分沸点接近的系统。但一般说来将不属这种情况。

因为计算右边积分所需的混合焓往往不能获得，所以此积分可以计算 $1.5(\Delta T_{max})/T_{min}$ 代替。此处 T_{min} 是等压系统中的最低沸点。通常这即沸点较低组分的沸点。在形成最低共沸物的系统中，它是共沸物的沸腾温度。此外，ΔT_{max} 是等压系统总组成范围内的最大沸点差。通常这将是纯组分的沸点差。对共沸系统，ΔT_{max} 是共沸物的沸腾温度与差距最大的组分的沸腾温度之差。

前面对热力学数据所做的检验将数据组作为整体处理，而没有判别个别数据点是否具备一致性。单点一致性检验的方法也已提出，但对于手算而言过于繁复。

3.8　估算无限稀释活度系数

利用表 3.1 中左边三列数据估算 70℃(158℉，343K)时乙醇和水的无限稀释活度系数。

【计算步骤】

1. 确定系统的活度系数　计算，$\ln\gamma_1/x_2^2$，$-\ln\gamma_2/x_1^2$ 和 $\ln(\gamma_1/\gamma_2)$，并将它们对 x_1 进行标绘。在二元系中无限稀释活度系数定义为

$$\gamma_1^\infty = \lim_{x_1\to 0}\gamma_1 \qquad 和 \qquad \gamma_2^\infty = \lim_{x_1\to 1}\gamma_2$$

计算它们通常因二个理由：首先，非常稀范围内的活度系数的实验测定非常困难，但往往又是设计分离系统时所需要的，无限稀释活度系数的估算是对可获得的实验数据进行有意义的外推所需要的。其次，在估计用于确定活度系数的几个数学模型所需的参数时，无限稀释活度系数是有用的。

估算无限稀释活度系数的一种方法与前节关于热力学一致性的例题是有联系的；此外，它利用了如下事实：$\ln\gamma_1/x_2^2$ 对 x_1 的标绘比 $\ln\gamma_1$ 对 x_1 的标绘线性要好得多。

第一步是计算 $\ln\gamma_1/x_2^2$，$-\ln\gamma_2/x_1^2$，和 $\ln(\gamma_1/\gamma_2)$。结果列于表 3.1 中。作为 x_1 的函数的标绘见图 3.2。

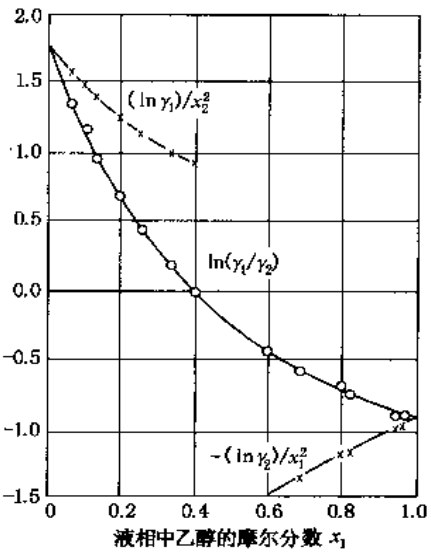


图 3.2　通过外推确定无限稀释活度系数(例 3.8)

2. 外推与 γ_1 有关的二曲线使它们汇聚于 $x_1=0$ 轴上的某公共点，再外推与 γ_2 有关的二曲线使它们汇聚于 $x_1=1$ 轴。确定这二个汇聚点并求取它们的反对数　外推在图 3.2 上完成。$x_1=0$ 轴上的汇聚点对应于 $\ln\gamma_1^\infty = 1.75$，所以 $\gamma_1^\infty = 5.75$。$x_1=1$ 轴上的汇聚点对应于 $-\ln\gamma_2^\infty = -0.91$，所以 $\gamma_2^\infty = 2.48$。

3.9　估算活度系数的 Wilson 方程模型参数

用前例中计算的无限稀释活度系数：$\gamma_1^\infty = 5.75$ 和 $\gamma_2^\infty = 2.48$ 计算乙醇/水系统的 Wilson 常数，下标 1 代表乙醇。

【计算步骤】

1. 重排 Wilson 方程模型，使其常数能由无限稀释活度系数方便地计算 例 3.4 中，给定的 Wilson 常数被用在 Wilson 方程模型中计算二元非理想液体混合物中二组分的活度系数。本质上，本例与上述过程相反；本例系利用已知活度系数(无限稀释状态下)来计算 Wilson 常数，使这些常数能用于确定相同二组分在其它状态下的活度系数。

如例 3.4 中所见，$G_{1,2}=V_1/V_2\exp[-(\lambda_{1,2}-\lambda_{2,2})/RT]$。此式可重排为 $\lambda_{1,2}-\lambda_{2,2}=-RT\ln(G_{1,2}V_2/V_1)$。类似地，$\lambda_{1,2}-\lambda_{1,1}=-RT\ln(G_{2,1}V_1/V_2)$。而且，在无限稀释状态下，当 x_1 和 x_2 分别为 0 时，Wilson 方程模型变为 $G_{1,2}+\ln G_{2,1}=1-\ln\gamma_1^{\infty}$ 和 $G_{2,1}+\ln G_{1,2}=1-\ln\gamma_2^{\infty}$。

于是，问题由首先由 γ_1^{∞} 和 γ_2^{∞} 的已知值计算 $G_{1,2}$和 $G_{2,1}$以及然后用求得的 G 值计算 $\lambda_{1,2}-\lambda_{1,1}$和 $\lambda_{1,2}-\lambda_{2,2}$组成。

2. 计算 G 值 此计算涉及超越函数，所以必须用试差法。因为 $\ln\gamma_1^{\infty}=\ln5.75=1.75$ 和 $\gamma_2^{\infty}=\ln2.48=0.91$，前述关于 G 的方程变为 $G_{1,2}+\ln G_{2,1}=1-1.75=-0.75$，和 $G_{2,1}+\ln G_{1,2}=1-0.91=0.09$。其求解过程如下：首先设一 $G_{1,2}$的猜测值，然后由第一个方程求得 $G_{2,1}$，再将此 $G_{2,1}$代入第二个方程求得 $G_{1,2}$(标记为 $G_{1,2}^{*}$)，重复这些步骤直到(猜测的)$G_{1,2}$和(计算的)$G_{1,2}^{*}$之差足够小。

由 $G_{1,2}$的猜测值为 1.0 开始。那么 $G_{2,1}=\exp(-0.75-1)=0.1738$，$G_{1,2}^{*}=\exp(0.09-0.1738)=0.9196$，和 $G_{1,2}^{*}-G_{1,2}=0.9196-1=-0.0804$。然后，猜测 $G_{1,2}$为 0.9。那么 $G_{2,1}=0.192$，$G_{1,2}^{*}=0.903$，和 $G_{1,2}^{*}-G_{1,2}=0.003$。然后，再猜测 $G_{1,2}$为 0.9036(线性内插)。那么 $G_{2,1}=0.1914$，$G_{1,2}^{*}=0.9036$ 和 $G_{1,2}^{*}-G_{1,2}=0$。因此，解为 $G_{1,2}=0.9036$ 和 $G_{2,1}=0.1914$。

3. 计算 Wilson 常数 在活度系数已确定的温度 70℃(343K)下，$V_1=62.3\text{cc}/(\text{g}\cdot\text{mol})$ 和 $V_2=18.5\text{cc}/(\text{g}\cdot\text{mol})$。那么，$\lambda_{1,2}-\lambda_{2,2}=-RT\ln(G_{1,2}V_1/V_2)=-1.987\times343\times\ln(0.9036\times18.5/62.3)=897\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})[3724\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})]$，和 $\lambda_{1,2}-\lambda_{2,2}=-1.987\times343\times\ln(0.1914\times62.3/18.5)=299\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})[1251\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})]$。

相关计算 预测活度系数的二元 Margules 和 Van Laar 模型(见例 4.3 的相关计算)就是无限稀释活度系数的自然对数：$A_{1,2}=\ln\gamma_1^{\infty}$ 和 $A_{2,1}=\ln\gamma_2^{\infty}$。

本节所述的 Wilson、Margules 和 Van Laar 模型适合手算。但是，为了充分利用从手头拥有的气液平衡数据中可得到的信息，应改用数字计算机的估计参数的统计程序。这些程序已属于非线性回归分析领域。

在这种分析中，可以选择一种适当的目标函数，然后改变参数数值使该函数最大化或最小化。理论上，目标函数应用极大似然估计的统计原理导出。但是，实际上采用下述加权最小二乘分析即可获得满意结果：

通常，液相组成和温度假定为无误差的独立变量。气相组成和总压的实验值用于计算气相逸度系数和纯液体逸度，然后在猜测需被确定的活度系数模型中的参数时采用试差法，使获得的参数值能使(1)总压和气相摩尔分数的实验值和(2)以模型产生的活度系数为基础计算的总压和气相摩尔分数之差的平方的加权和值最小。要了解使平方和最小的各种算法可参阅 D. M. Himmelblau, *Applied Nonlinear Programming*, McGraw - Hill, New York, 1972。

3.10 液相为理想时计算露点

计算含80%苯和20%甲苯的气相系统在1000mmHg(133.3kPa)下的露点。

【计算步骤】

1. 选择一温度，用试差法检验其适宜性 气相组成由摩尔分数 y_i 给定的系统在压力 P 下的露点是冷凝突然开始的温度。数学上，这是满足如下条件的温度：

$$\sum_{i=1}^{N} \frac{y_i}{K_i} = 1$$

式中 K_i 是例3.1中定义的气液平衡常数。

当液相为理想时，K_i 仅取决于温度、压力和气相组成。在这种情况下，确定露点的程序是(1)假定温度；(2)计算 K_i，它等于 $f°_i/(\phi_i P)$，式中 $f°_i$ 为系统温度和压力下纯液体 i 的逸度，ϕ_i 为气相中组分 i 的逸度系数，P 为系统压力；和(3)校核前面的露点方程是否满足。如不满足，用不同的温度猜测值重复上述步骤。

对本系统，$f°_i$ 可假定为与蒸气压相同。气相可假定为理想，即 $\phi_i = 1$。(对这些假定依据的讨论见例3.6)。

首先计算1000mmHg下苯和甲苯的沸点(例如，用例3.1中讨论过的Antoine方程)。它们分别为89℃和141℃。作为露点温度的第一次猜测，可尝试二沸点温度的线性内插值：$T = 0.8 \times 89 + 0.2 \times 141$，近似为100。令下标1代表苯，下标2代表甲苯。

在100℃时，$P°_1 = 1350$ mmHg 和 $P°_2 = 314$ mmHg(见例3.1)。因此 $K_1 = 1350/1000 = 1.35$ 和 $K_2 = 314/1000 = 0.314$。而且，露点方程变为 $(y_1/K_1) + (y_2/K_2) = 0.8/1.35 + 0.2/0.314 = 1.230$。

因为和大于1，说明 K 值太小。所以蒸气压和假定的温度太低。

2. 用图解内插重复试差程序直至求得露点温度 作为下一次露点估计值，尝试110℃。用前一步骤概述的方法求得，在此温度下，$K_1 = 1.756$ 和 $K_2 = 0.428$。那么，$(y_1/K_1) + (y_2/K_2) = 0.923$。因为和小于1，所假设的温度太高。

然后将 $(y_1/K_1) + (y_2/K_2)$ 对温度进行标绘，如图3.3所示。线性内插前二次试差值，建议以107.5℃作为下一次猜测值。在此温度下，$K_1 = 1.647$ 和 $K_2 = 0.397$，和 $(y_1/K_1) + (y_2/K_2) = 0.989$。

图3.3上的第二、第三猜测点建议下一个猜测值为107.1℃。在此温度下，$K_1 = 1.630$ 和 $K_2 = 0.392$，和 $(y_1/K_1) + (y_2/K_2) = 1.001$。于是，露点温度可取为107.1℃(380.3K或224.8℉)。

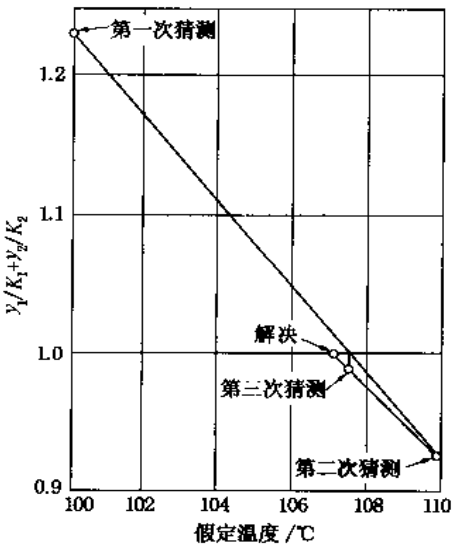


图3.3 露点的试差求解(例3.10)

有兴趣的是，露点时冷凝的液体的组成是 $x_i = y_i/K_i$，式中 x_i 是液相摩尔分数。在本例中，$x_1 = 0.8/1.630 = 0.49$ 和 $x_2 = 0.2/0.392 = 0.51(= 1 - 0.49)$。

相关计算。当液相为非理想时，K 值与液相组成有关，在这种情况下为未知的露点组

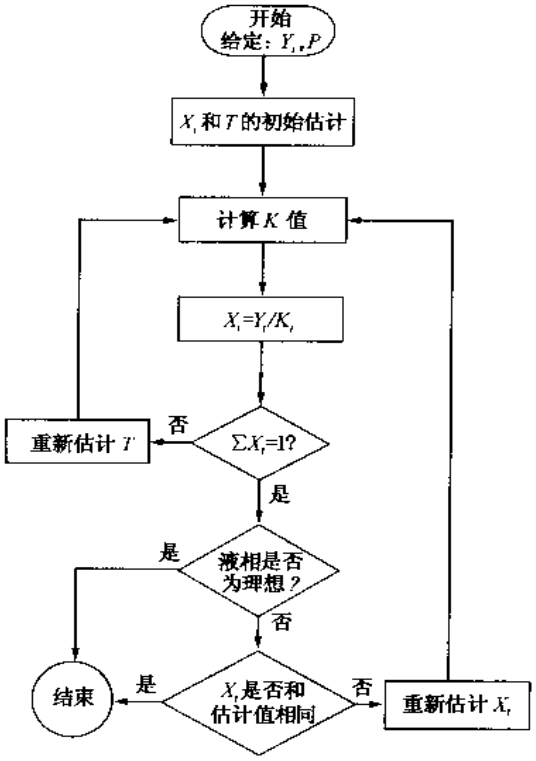


图 3.4 露点计算框图(例 3.10)

成。那时程序对液相组成和温度都需进行猜测，不但要校核露点方程是否满足，而且要校核由方程 $x_i = y_i/K_i$ 计算的 x_i 是否与猜测值相同。(当露点组成的初始猜测值无其它依据时，可如上所述，假定液相为理想，由露点计算获得其估计值。)这种非理想液相的露点计算通常要用数字计算机完成。露点计算的框图如图 3.4 所示。

3.11 气相为理想时计算泡点

计算含 80% 乙醇和 20% 水的液体系统在 500mmHg(66.7kPa)时的泡点。

【计算步骤】

1. 选择--温度 并用试差法检验其适宜性。液相组成由摩尔分数 x_i 给定的系统在压力 P 下的泡点是汽化突然开始的温度。数学上，这是满足如下条件的温度

$$\sum_{i=1}^{N} K_i x_i = 1$$

式中 K_i 是气液平衡常数。

当气相为理想时，K_i 与气相组成无关。在这种情况下，确定泡点的程序是(1)假定温度；(2)计算 K_i，它等于 $\gamma_i f^\circ_i / P$，式中 γ_i 为液相中组分 i 的活度系数，f°_i 为系统温度和压力下纯液体 i 的逸度，P 为系统压力；(3)校核前面的泡点方程是否满足。如不满足，用不同的温度猜测值重复上述步骤。

对本系统，f°_i 可假定为与蒸气压相同(对此假定依据的讨论见例 3.6)。活度系数可用 Wilson 方程、Margules 方程或 Van Laar 方程计算(见例 3.4)。

由蒸气压计算，500mmHg 时乙醇和水的沸点分别为 68℃和 89℃。作为泡点温度的第一次猜测，可尝试二沸点温度的线性内插值：$T = 0.8 \times 68 + 0.2 \times 89$，近似为 72。令下标 1 代表乙醇，下标 2 代表水。在 72℃时，用 Van Laar 方程计算的活度系数对乙醇为 1.02，对水为 2.04。由数据表或计算，蒸气压为 589 和 254 mmHg。那么，$K_1 = 1.02 \times 589/500 = 1.202$ 和 $K_2 = 2.04 \times 254/500 = 1.306$。而泡点方程变为 $(K_1 x_1) + (K_2 x_2) = 1.202 \times 0.8 + 1.036 \times 0.2 = 1.169$。

因为和大于 1，说明 K 值太大。这意味着蒸气压和假定的温度太高。

2. 重复试差程序直至求得露点温度 作为第二次猜测值，尝试 67℃。假定因为二次试差温度差很小，活度系数保持与步骤 1 中相同。在 67℃时，蒸气压为 478 和 205 mmHg。那么，用上一步骤概述的方法求得 $K_1 = 0.9746$ 和 $K_2 = 0.8344$。那么 $(K_1 x_1) + (K_2 x_2) = 0.9466$。因为和小于 1，假设的温度太低。

作为下一次估计，尝试 68℃。在此温度下，$K_1 = 1.039$ 和 $K_2 = 0.891$，以及 $(K_1 x_1) + (K_2 x_2) = 1.009$。

最后，在 68.3℃ 时，$K_1 = 1.030$ 和 $K_2 = 0.883$，以及 $(K_1x_1) + (K_2x_2) = 1.0006$。这已非常接近 1.0，所以 68.3℃(341.5K 或 154.9℉)可作为泡点。

有兴趣的是，泡点时产生的气体的组成是 $y_i = K_ix_i$，式中 y_i 是气相摩尔分数。在本例中，$y_1 = 1.030 \times 0.8 = 0.82$ 和 $y_2 = 0.883 \times 0.2 = 0.18$ $(= 1 - 0.82)$。

相关计算　当气相为非理想时，K 值与气相组成有关，在这种情况下，泡点组成为未知的。那时程序对气相组成和温度都需进行猜测，不但要校核泡点方程是否满足，而且要校核由方程 $y_i = K_ix_i$ 计算的 y_i 是否与猜测值相同。(当泡点组成的初始猜测值无其它依据时，可如上所述，假定气相为理想，由泡点计算获得其估计值。)与非理想露点计算的情况相同，非理想系统的泡点计算通常要用数字计算机完成。泡点计算的框图如图 3.5 所示。

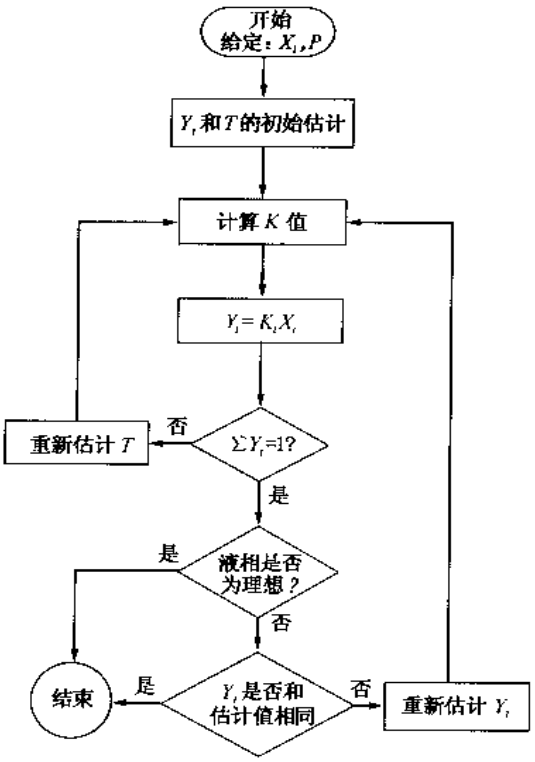


图 3.5　泡点计算框图(例 3.11)

3.12　气－液平衡的二元相图

100℃(212℉或 373K)和 133.3kPa(1.32atm 或 1000mmHg)的二相二元混合物的总组成为 68%苯(摩尔分数)和 32%甲苯(摩尔分数)。确定液相和气相中苯的摩尔分数。

【计算步骤】

1. 获得(或用数据标绘)苯/甲苯系统的相图　二元系统的气液平衡性质可用恒定压力下的温度－组成图(如图 3.6)或恒定温度下的压力－组成图(如图 3.7)表示。

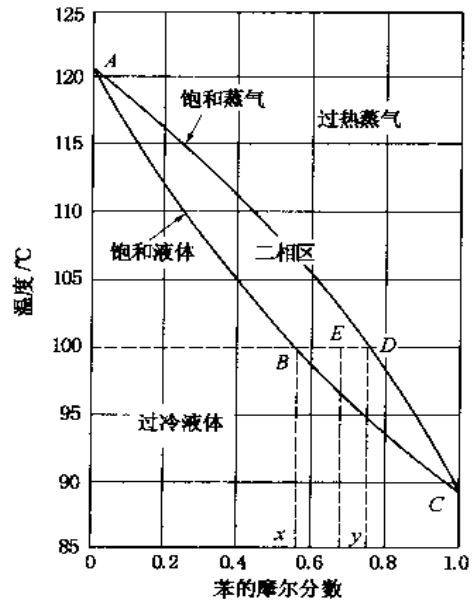


图 3.6　1000mmHg(133kPa)时的苯－甲苯系统(例 3.12)

二图中的曲线 *ABC* 代表饱和液体混合物状态；因为它在温度－组成图上为泡点轨迹，所以称为“泡点线”。曲线 *ADC* 代表饱和气体状态；因为它为露点轨迹，所以称为“露点线”。泡点线和露点线汇聚于两端，它们代表二纯组分饱和点。于是，在图 3.6 中点 *A* 对应于 133.3kPa 时甲苯的沸点，而点 *C* 对应于苯的沸点。类似地，在图 3.7 中点 *A* 对应于 100℃时甲苯的蒸气压，而点 *C* 对应于苯的蒸气压。

图 3.6 中 *ABC* 以下的区域和图 3.7 中 *ABC* 以上的区域代表过冷液体；没有气相存在。图 3.6 中 *ADC* 以上的区域和图 3.7 中 *ADC* 以下的区域代表过热气体；没有液相存在。二曲线之间的区域则为气相和液相共

存区域。

2. 直接由相图确定气相和液相组成 如果系统具有使它处于二相区的总组成和温度或压力，例如在上二图中的 *E* 点，那么系统将分裂为组成由 *D* 点给出的气相和组成由 *B* 点给出的液相，*BD* 线为一通过 *E* 点的水平线(恒定温度或恒定压力)。

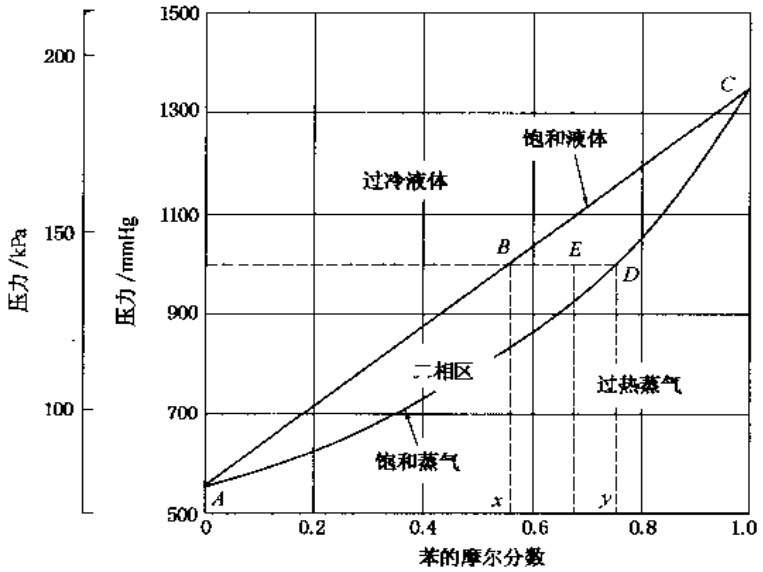


图 3.7 100℃时的苯 – 甲苯系统(例 3.12)

相关计算 平衡时气相和液相的相对量由下式确定：液相摩尔数/气相摩尔数 = (*ED* 线长度)/(*BE* 线长度)。

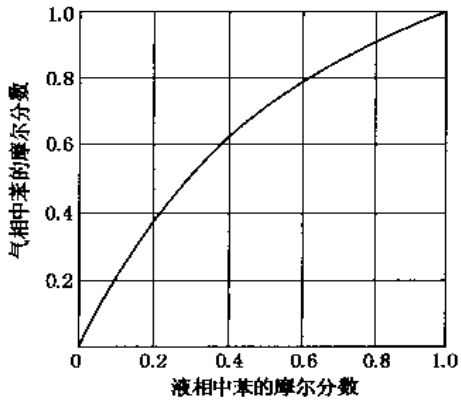


图 3.8 1atm 时苯 – 甲苯系统的 *xy* 图(例 3.12)

图 3.6 和图 3.7 具有理想系统特征的形状。某些非理想系统与此会有显著的偏离，以至会在某中间组成处而不是图的二段形成极大点或极小点。于是，除二端点外，露点线和泡点线还会在中间组成处相交。这一组成称为“共沸组成”。

此处讨论的例子属二元系统。反之，多元气液平衡不易在相图上表示，而是通常用前二节讨论的方法在给定状态下进行计算。

在精馏塔设计中相平衡是重要的。这种设计通常以使用 *xy* 相图为基础，对给定的二元系统，这种相图是在给定压力下平衡气相组成 *y* 对液相组成 *x* 的标绘。*xy* 图可由如图 3.6 和图 3.7 的温度 – 组成图或压力 – 组成图绘制。选择一 *x* 值；查得 *ABC* 曲线上对应此值的泡点条件(例如，图 3.6 上的温度)；为了求得 *y* 的平衡值，水平移动到曲线 *ADC*；然后以 *y* 为纵坐标，*x* 为横坐标进行标绘。图 3.8 为苯 – 甲苯系统的 *xy* 图。

3.13　多组分液 – 液平衡

开发计算多组分液 – 液平衡的设计方法。

【计算步骤】

1. 建立必须满足的方程　理想溶液或表现出与理想性质负偏差的溶液不会形成二个液相。相反，强正偏差是二个或多个液相共存的必要条件。

在液体(溶剂)萃取设计中需要进行多元液 – 液平衡计算。因为这类操作在远低于泡点的温度下进行，所以不需考虑平衡气相。需要求解的方程是：

物料衡算：

$$\phi x_i^{(1)} + (1 - \phi) x_i^{(2)} = Z_i$$

平衡关系：

$$\gamma_i^{(1)} x_i^{(1)} = \gamma_i^{(2)} x_i^{(2)}$$

约束条件：

$$\sum_{i=1}^{N} x_i^{(1)} = \sum_{i=1}^{N} x_i^{(2)} = 1$$

在上述方程中，ϕ 为相 1 的摩尔分数(即相 1 的摩尔数与总摩尔数之比)，Z_i 为组分 i 在总系统中的摩尔分数，$x_i^{(1)}$ 为组分 i 在相 1 中的摩尔分数，$x_i^{(2)}$ 为组分 i 在相 2 中的摩尔分数，$\gamma_i^{(1)}$ 为组分 i 在相 1 中的活度系数，$\gamma_i^{(2)}$ 为组分 i 在相 2 中的活度系数。

2. 叙述计算程序　重排上述方程以便按下列程序求解：(1)猜测二液相组成，(2)计算溶液温度下二液相的活度系数，(3)对 ϕ 求解下列非线性方程：

$$\begin{aligned} F(\phi) &= \sum_{i=1}^{N} [x_i^{(1)} - x_i^{(2)}] \\ &= \sum_{i=1}^{N} \frac{z_i [1 - \gamma_i^{(1)} / \gamma_i^{(2)}]}{\phi + (1 - \phi) \gamma_i^{(1)} / \gamma_i^{(2)}} \\ &= 0 \end{aligned}$$

(4) 由下式计算液相组成

$$x_i^{(1)} = \frac{Z_i}{\phi + (1 - \phi) \gamma_i^{(1)} / \gamma_i^{(2)}}$$

和

$$x_i^{(2)} = x_i^{(1)} \gamma_i^{(1)} / \gamma_i^{(2)}$$

和(5)如果步骤 4 求得的值与步骤 1 中的猜测值不同，用不同猜测值重复上述步骤。

任何非线性方程的求解方法均可用于上述求解程序，求解通常用数字计算机完成。

相关计算　用相图表示液 – 液平衡仅对二元系统和等温三元系统是方便的。这类相图的详细讨论见 A. W. Francis, *Liquid – Liquid Equalibrium*, Interscience, New York, 1963。用可获得的液相非理想性模型进行液 – 液系统的热力学关联并不总是令人满意的，尤其当试图外推到实验数据范围之外时。

在结晶计算中固 – 液平衡是重要的。当固相是纯组分时，下列热力学关系式成立：

$$\ln \frac{1}{\gamma_i x_i} = \frac{\Delta H_i}{RT} \left(1 - \frac{T}{T_i^*}\right) - \frac{\Delta C_i}{R} \left[\left(\frac{T_i^*}{T} - 1 \right) - \ln \left(\frac{T_i^*}{T} \right) \right]$$

式中 x_i 是与纯固体平衡的组分 i 的饱和摩尔分数，γ_i 为热力学温度 T 下组分 i 相对于纯固体的活度系数，R 是通用气体常数，T_i^* 是该组分的三相点温度，ΔH_i 是该组分在 T_i^* 时的熔化热，而 ΔC_i 是纯液体和固体的比热差。对许多物质，上述方程右边第二项可忽略不计。利用这一简化，方程可重写为

$$x_i = \frac{\exp\left[\frac{\Delta H_i}{RT_i^*}\left(1 - \frac{T_i^*}{T}\right)\right]}{\gamma_i}$$

熔点和熔点时的熔化热往往被用作 T_i^* 和 ΔH_i 的近似值。应该注意，后一个方程仍是非线性的，因为方程右边的 γ_i 是 x_i 的函数。因此确定 x_i 需调用迭代数值程序，如 Newton – Raphson 法或割线法。

3.14 等温闪蒸计算

有一 1atm(101.3kPa)和 100℃(212℉或 373K)下含 50%苯(摩尔分数)和 50%甲苯(摩尔分数)的混合物。计算气相和液相组成及相对量。

【计算步骤】

1. 计算气相摩尔分数 当系统中的各组分在液态时能互相溶解时(如本例中的苯和甲苯)，所以只有一个液相存在，那么每摩尔系统总质量中气相的摩尔数可用下式计算

$$\sum_{i=1}^{N}[Z_i(1 - K_i)/(1 - V + VK_i)] = 0$$

式中 Z_i 是整个系统中组分 i 的摩尔分数，而 K_i 是组分 i 的 K 值，如本章例 1 所讨论的。

因为压力不高，可采用理想系统 K 值，而这些 K 值与组成无关。由上述例子，$K_1 = 1.777$ 和 $K_2 = 0.413$，此处下标 1 代表苯，下标 2 代表甲苯。

对二元系，如本例中，前述加和方程变为 $Z_1(1 - K_1)/(1 - V + VK_1) + Z_2(1 - K_2)/(1 - V + VK_2) = 0$ 或 $0.5(1 - 1.777)/(1 - V + 1.777V) + 0.5(1 - 0.413)/(1 - V + 0.413V) = 0$。经代数运算，$V = 0.208$，所以系统的 20.8%为气相。

2. 计算液相组成 液相组成可由方程 $x_i = Z_i/(1 - V + VK_i)$ 计算。对苯，$x_1 = 0.5/(1 - 0.208 + 0.208 \times 1.777) = 0.430$，而对甲苯 $x_2 = 0.5/(1 - 0.208 + 0.208 \times 0.413) = 0.570$(当然，或对二元混合物 $x_2 = 1 - x_1 = 0.570$)。

3. 计算气相组成 气相组成可直接由 K 值的定义方程计算，其重排形式为：$y_i = K_i x_i$。对苯，$y_1 = K_1 x_1 = 1.777 \times 0.430 = 0.764$，和对甲苯，$y_2 = K_2 x_2 = 0.413 \times 0.570 = 0.236$(当然，或对二元混合物 $y_2 = 1 - y_1 = 0.236$)。

相关计算 如果系统存在二个液相，那么上述 V 的定义方程必须用二个方程代替，在这二个方程中未知变量是 V 和 ϕ，ϕ 是每摩尔系统总质量中液相 1 的摩尔数：

$$\sum_{i=1}^{N} Z_i[1 - K_i^{(1)}]/[\phi(1 - V) + (1 - \phi)(1 - V)K_i^{(1)}/K_i^{(2)} + VK_i^{(1)}] = 0$$

和

$$\sum_{i=1}^{N} Z_i[1 - K_i^{(1)}/K_i^{(2)}]/[\phi(1 - V) + (1 - \phi)(1 - V)K_i^{(1)}/K_i^{(2)} + VK_i^{(1)}] = 0$$

此外，液相组成方程变为 $x_i^{(1)} = Z_i/[\phi(1 - V) + (1 - \phi)(1 - V)K_i^{(1)}/K_i^{(2)} + VK_i^{(1)}]$。在这三

个方程中上标 1 和 2 指二个液相。

在存在一个以上液相的系统中，K 值是与组成有关的。在这种情况下，必须采用试差法，猜测各相的组成，计算各液相与气相平衡的 K 值，求解关于 V 和 ϕ 的方程，然后用关于 x_i 和 y_i 的方程计算各相组成，并校核计算值和猜测值是否一致。这种计算过程应用计算机完成。

在绝热而非等温闪蒸的情况中，即当系统的总焓而非温度被规定时，将把有关等温闪蒸的方程与焓衡算方程一起求解，而将温度作为另一个变量。通用的焓衡算方程为

$$H_F = VH_V[1 - V][\phi H_L^{(1)} + (1 - \phi)H_L^{(2)}]$$

式中

$$H_V = \sum_{i=1}^{N} h_{v,i}y_i + \Delta h_d \quad 和 \quad H_L^{(k)} = \sum_{i=1}^{N} h_{L,i}x_i^{(k)} + \Delta h_m^{(k)}$$

式中 $h_{v,i}$是每摩尔纯组分 i 的理想气体焓，$h_{L,i}$是每摩尔纯液相组分 i 的焓，Δh_d 是每摩尔组成为 y_i 的气体与理想气体的焓差，而 $\Delta h_m^{(k)}$ 是每摩尔组成为 $x_i^{(k)}$ 的液体的混合热，如果系统有二个液相，k 取 1 和 2，而如果系统只有一个液相，则 k 取 1。混合热往往是可以忽略的。计算绝热闪蒸的一种简便的方法是进行一系列温度的等温闪蒸计算，再找出满足焓平衡的温度。

参 考 文 献

纯组分的蒸气压

1　Boublik, Fried, and Hala-*The Vapour Pressures of Pure Substances*, Elsevier.

2　Riddick and Bunger-*Organic Solvents*, 3d ed. vol. 2, Wiley-Interscience.

3　Wichterle and Linek-*Antoine Vapor Pressure Constants of Pure Compounds*, Academia.

4　Zwolinski and Wilhoit-*Vapor Pressures and Heats of Vaporization of Hydrocarbons and Related Compounds*, Thermodynamics Research Center, Texas, A&M University.

5　Zwolinski et al.-*Selected Values of Properties of Hydrocarbons and Related Compounds*, API Research project 44, Thermodynamics Research Center, Texas, A&M University.

6　Ohe-*Computer Aided Data Book of Vapor Pressure*, Data Book Publishing Co.

7　Stull-*Ind. Eng.* Chem. 39:517, 1947.

状态方程

8　Redlich and Kwong-*Chem. Rev.* 44:233, 1949.

9　Wohl-*Z. Phys. Chem* B2:77, 1929.

10　Benedict, Webb, and Rubin-*Chem. Eng.* Prog. 47:419, 1951; *J. Chem. Physics* 8:334, 1940; *J Chem. Physics*, 10:747, 1942.

11　Soave-*Chem. Engr. Sci.* 27:1197, 1972.

12　Peng and Robinson-*Ind. Eng. Chem. Fund.* 15:59, 1976.

纯液体的逸度

13　Pitzer and Curl-*J. Am. Chem. Soc.* 79:2369, 1957.

14　Chao and Seader-*AIChE Journal* 7:598, 1961.

活度系数

15　Wohl-*Trans. Am. Inst. Chem Engrs.* 42:217, 1946.

16　Wilson-*J. Am. Chem. Soc.* 86:127, 1964.

17 Renon and Prausnitz-*AIChE Journal* 14: 135, 1968.

18 Abrams and Prausnitz-*AIChE Journal* 21: 116, 1975.

19 Fredenslund, Gmehling, , and Rasmussen-*Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC*, Elsevier.

20 Herington-*J. Inst. Petrol.* 37:457, 1951.

21 Van Ness, Byer, and Gibbs-*AIChE Journal* 19:238, 1973.

气-液平衡数据

22 Chu, Wang, Levy, and Paul-*Vapor-Liquid Equilibrium Data*, Edwards.

23 Gmehling and Onken-*Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, Chemistry Data Series, DECHEMA.

24 Hala, Wichterle, Polak, and Boublik-*Vapor-Liquid Equilibrium Data at Normal Pressures*, Pergamon Press.

25 Hirata, Ohe, and Nagahama-*Computer Aided. Data Book of Vapor-Liquid Equilibria*, Kodansha/Elsevier.

26 Horsley-*Azeotropic Data*, American Chemical Society.

27 Wichterle, Linek, and Hala-*Vapor-Liquid Equilibrium Data* Bibliography, Elsevier; Supplement 1, Elsevier, 1976.

液-液平衡

28 Francis-*Liquid-Liquid Equilibrium*, Interscience.

29 Francis-*Handbook for Components in Solvent Extraction*, Gordon & Breach.

30 Seidel-*Solubilities of Organic Compounds*, 3d ed., Van Nostrand; Supplement, Van Nostrand, 1952.

31 Stephen and Stephen-*The Solubilities Inorganic and Orgonic Compounds*, Pergmon.

32 Sorenson and Arlt-*Liquid-Liquid Equilibrium Data Collection*, Chemistry Data Series, DECHEMA.

33 Sorensen et al.-*Fluid Phase Equilibria* 2:297, 1979; *Fluid Phase Equilibria* 3:47, 1979.

综合

34 Prausnitz-*Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria*, Prentice-Hall.

35 Hunter-*Ind. Eng. Chem. Fund.* 6:461, 1967.

36 Himmelblau-*Applied Nonlinear Programming*, McGraw-Hill .

37 Sandler-*Chemical and Engineering Thermodynamics*, Wiley.

第 4 章　化学反应平衡[1]

E. Dendy Sloan 博士
教授
科罗拉多矿业学院 化学工程系
哥尔顿，科罗拉多

化学工程师通过化学反应平衡计算求得指定反应的可能产率，该产率系温度、压力和初始组成的函数。此外，反应热也往往可作为这类计算的组成部分而获得。因为计算是从对大多数常见化合物易获得的热力学性质开始进行的，所以许多反应的可能性不经实验室研究即可确定。通常，在实验室中获取动力学数据之前应先确定热力学可能性，而如果一组给定的反应条件不能产生适宜的产物和反应物的最终混合物，那么反应平衡原理能指出一个或多个条件应向哪个方向变化。

化学平衡计算的基本顺序如下：(1)确定在感兴趣的温度下所研究反应的标准态 Gibbs 自由能变化 $\Delta G°$(因为这一步骤通常包括反应的标准焓变化 $\Delta H°$的计算，所以下面包括这类计算的例子)，(2)由 $\Delta G°$确定平衡常数 K，(3)将平衡组成与 K 相联系，(4)计算平衡组成作为温度和压力的函数如何变化。常见的复杂情况是需处理同时发生的多个反应或非均相反应或二者兼而有之。

4.1　反应热

计算 600K(620°F)和 10.13MPa(100atm)下 $CO(g) + 2H_2(g) \rightarrow CH_3OH(g)$的反应热。

【计算步骤】

1. 计算 298K 时的反应热 $\Delta H°_{298}$　反应热的计算是由多个步骤组成的过程。由 298K 时的标准生成热开始，计算标准反应热，然后调整到系统的实际温度和压力。

298K 时的反应热通常称为“标准反应热”。它可由各反应组分的标准生成热($\Delta H°_{f,298}$)方便地计算；标准生成热通常被列成表格。于是，Perry 和 Chilton[7] 表明 CH_3OH 和 CO 的 $\Delta H°_{f,298}$分别为 −48.08 和 −26.416kcal/(g·mol)(氢的生成热为零，对所有其他元素也如此)。标准反应热为反应产物的标准生成热之和减去反应物的标准生成热之和。在本例中

$$\Delta H°_{298} = -48.08 - (-26.416 + 2 \times 0)$$
$$= -21.664\text{kcal/(g} \cdot \text{mol)}$$

2. 计算热容常数　给定物质的摩尔热容 C_p 可用形式为 $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ 的方程表示为热力学温度的函数。常数的数值在文献中被列成表格。于是，Sandler[10] 表明本例中的各物质的常数值如下：

[1] 例 4.10，计算反应转化率、选择性和产率，取自 Smith 的 *Chemical Process Design*，McGraw-Hill.

	CH_3OH	CO	H_2
a	4.55	6.726	6.952
$b(\times 10^2)$	2.186	0.04001	-0.04576
$c(\times 10^5)$	-0.291	0.1283	0.09563
$d(\times 10^9)$	-1.92	-0.5307	-0.2079

在本步骤中，计算方程 $\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta dT^3$ 的常数，式中 Δa（例如）等于 $\sum a_{products} - \sum a_{reactants}$。于是，对本例的反应

$$\Delta a = 4.55 - 6.726 - 2 \times 6.952 = -16.08;$$

$$\Delta b = (2.186 - 0.04001 + 2 \times 0.04576) \times 10^{-2} = 2.2375 \times 10^{-2};$$

$$\Delta c = (-0.291 - 0.1283 - 2 \times 0.09563) \times 10^{-5} = -0.61056 \times 10^{-5};$$

$$\Delta d = (-1.92 + 0.5307 + 2 \times 0.2079) \times 10^{-9} = -0.9735 \times 10^{-9}$$

得到的 ΔC_p 的单位为 cal/(g·mol)(K)(而不是 kcal)。

3. 计算 600K 时的标准反应热 $\Delta H°_{600}$ 这一步用下式将前面二步的结果结合起来

$$\Delta H°_T = \Delta H°_{298} + \int_{298}^{T} [\Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta dT^3] dT$$

积分给出下式

$$\Delta H°_T = \Delta H°_{298} + \Delta a(T - 298) + \frac{\Delta b}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{\Delta c}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta d}{4}(T^4 - 298^4)$$

因此，

$$\Delta H°_{600} = -21664 - 16.08 \times (600 - 298) + \frac{2.2375 \times 10^{-2}}{2} \times (600^2 - 298^2)$$

$$- \frac{0.61056 \times 10^{-5}}{3} \times (600^3 - 298^3) - \frac{0.9735 \times 10^{-9}}{4} \times (600^4 - 298^4)$$

$$= -2.39 \times 10^4 \text{cal/(g·mol)}[-1.00 \times 10^8 \text{J/(kg·mol)}]$$

或 -430×10^4 Btu/(lb·mol)]

4. 校正 $\Delta H°_{600}$ 的压力影响计算实际反应热 计算 $\Delta H°_{600}$ 的标准生成热是以 1atm 为基准的。在本例中实际压力是 100atm。校正方程是 $\Delta H°_{600,100atm} = \Delta H°_{600} - \Delta H^1$，式中校正因子 ΔH^1 被定义如下：$\Delta H^1 = \Delta H° + \omega \Delta H'$。后一方程中 $\Delta H°$ 和 $\Delta H'$ 是由对比温度和对比压力决定的参数，而 ω 是偏心因子。计算 $\Delta H°$ 和 ΔH 的普遍化关联式可从如 Smith 和 Van Ness[11] 的著作中找到，而 ω 在文献中被列成表格。与步骤 2 中方法类似，计算以反应产物的数值之和减去反应物的数值之和为基础。

对本例，相关的数值如下所列：

组 分	ω	$\Delta H°$	$\Delta H'$	ΔH^1/[cal/(g·mol)]
CH_3OH	0.556	1222	305.5	1392
CO	0.041	0	0	0
H_2	0	0	0	0

因此，对本例 ΔH^1 为 1392。于是，

$$\Delta H°_{600,100atm} = -2.39 \times 10^4 - 1392$$

$$= -2.529 \times 10^4 \text{cal/(g·mol)}[-1.058 \times 10^8 \text{J/(kg·mol)}$$

或 -4.55Btu/(lb·mol)]

相关计算 当反应物的进口温度不同于产物的出口温度时，由于这种温度差引起的焓变应单独计算，并和压力焓差一起加入至 $\Delta H°_{298K}$。

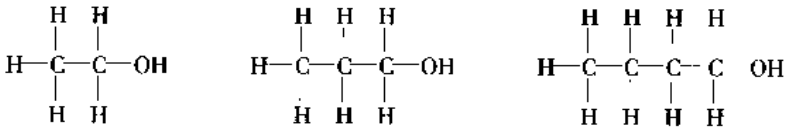
当热容和生成焓❶未列入表格时，可采用如下例中的基团贡献法。

4.2 非常见化合物的生成热

假定乙醇、正丙醇和正丁醇的生成热数据不能查表获得，利用 Benson 的基团贡献法估计 298K 时的这些数据。

【计算步骤】

1. 写出这些化合物的结构式 由化学词典、化学教科书或类似来源查得结构式。对本例，它们是



乙醇　　正丙醇　　正丁醇

2. 识别每一结构式中的所有基团 此处基团被定义为分子中的一个多价原子(配位数≥2)和它的所有配位体。于是乙醇分子包含每种一个的三类基团：(1)连结另一个碳原子和三个氢原子的碳原子，该基团标记为 C—(C)(H)$_3$；(2)连结另一个碳原子和一个氧原子和二个氢原子的碳原子，该基团标记为 C—(C)(O)(H)$_2$；(3)连结一个碳原子和一个氢原子的氧原子，该基团标记为 O—(C)(H)。

正丙醇分子包含每种一个的四类基团：C—(C)(H)$_3$、C—(C)$_2$(H)$_2$、C—(C)(O)(H)$_2$ 和 O—(C)(H)。而正丁醇分子区别于正丙醇分子的仅在于它含有二个(而不是一个)C—(C)$_2$(H)$_2$ 基团。

3. 对每种分子，将其构成基团的部分生成热进行加和 部分生成热数据可由 Benson 的著作[2]中查找。对给定分子将这些数据进行加和可给出该分子生成热的估计值。

对乙醇结果如下：

C—(C)(H)$_3$	-10.20 kcal/(g·mol)
C (C)(O)(H)$_2$	-8.1
O—(C)(H)	-37.9
$\Delta H°_{f,298}$ =	-56.2kcal/(g·mol)[-2.35×10^{8}J/(kg·mol)或 -1.012×10^{5}Btu/(lb·mol)]

对正丙醇：

C—(C)(H)$_3$	-10.20 kcal/(g·mol)
C—(C)$_2$(H)$_2$	-4.93
C—(C)(O)(H)$_2$	-8.1
O—(C)(H)	-37.9
$\Delta H°_{f,298}$ =	-61.13 kcal/(g·mol)[-2.556×10^{8}J/(kg·mol)或 -1.10×10^{5}Btu/(lb·mol)]

❶ 原文排为"When heat capacities of enthalplies of formation"(当生成焓的热容)，不通，译者注。

对正丁醇：

C—(C)(H)$_3$	−10.20 kcal/(g·mol)
2[C—(C)$_2$(H)$_2$] = 2(−4.93) =	−9.86
C—(C)(O)(H)$_2$	−8.1
O—(C)(H)	−37.9
$\Delta H°_{f,298}$ =	−66.06 kcal/(g·mol)[-2.762×10^8J/(kg·mol)或-1.189×10^5 Btu/(lb·mol)]

相关计算 作为本法精度的指示，乙醇、正丙醇和正丁醇的生成热的测定值分别为-2.35×10^8、-2.559×10^8和-2.83×10^8J/(kg·mol)。偏差可能高达$\pm1.25\times10^7$J/(kg·mol)。Benson法也可用于估计理想气体热容。

4.3 反应的标准Gibbs自由能变化

计算443K(338°F)时反应$CH_3CH_2OH\longrightarrow CH_2{=}CH_2+H_2O$的标准Gibbs自由能变化$\Delta G°$。

【计算步骤】

1. 计算反应的$\Delta H°_{298}$，并导出作为温度T的函数的$\Delta H°_T$的方程 这一步直接应用前例所述的步骤。于是求得$\Delta H°_{298}$为1.0728×10^4 cal/(g·mol)，和所需的方程为

$$\Delta H°_T=\Delta H°_{298}+\Delta a(T-298)+(\Delta b/2)(T^2-298^2)+(\Delta c/3)(T^3-298^3)+(\Delta d/4)(T^4-298^4)$$

热容常数的计算值为$\Delta a=3.894$，$\Delta b=-0.01225$，$\Delta c=0.7381\times10^{-5}$，$\Delta d=-1.4287\times10^{-9}$。因此，经算术运算部分简化后方程变为(答案的单位为每摩尔卡)

$$\Delta H°_T=1.0049\times10^4+\Delta aT+(\Delta b/2)T^2+(\Delta c/3)T^3+(\Delta d/4)T^4$$

2. 计算反应的$\Delta G°_{298}$ 这可直接由298K时标准Gibbs生成自由能$\Delta G°_{f,298}$的表列数据确定。答案为反应产物的这些数值之和减去反应物的数值之和。于是，Perry和Chilton的手册[7]表明乙醇、乙烯和水的$\Delta G°_{f,298}$分别为−40.23、16.282和−54.635kcal/(g·mol)。因此，$\Delta G°_{298}=16.282-54.635-(-40.23)=1.877$kcal/(g·mol)[$7.854\times10^6$J/(kg·mol)或$3.3786\times10^3$ Btu/(lb·mol)]。

3. 计算反应温度443K时的$\Delta G°$ 所用的方程是

$$\Delta G°=\Delta H_0-\Delta aT\ln T-(\Delta b/2)T^2-(\Delta c/6)T^3-(\Delta d/12)T^4-IRT$$

式中ΔH_0是步骤1中确定$\Delta H°_T$的方程中的积分常数(即1.0049×10^4)，R是通用气体常数，热容常数(Δa等)也如第一步中所确定的，而I也是一个待定常数。

为了确定I，将与298K时的$\Delta G°$有关的已知数值代入方程。于是，1.877×10^3 cal/(g·mol)$=1.0049\times10^4-3.894\times298\ln298-1/2(-0.01225)\times298^2-1/6\times0.7381\times10^{-5}\times298^3-1/12\times(-1.4287\times10^{-9})\times298^4-1.987\times298I$。求解$I$得3.503。

最后，将此值代入方程并求解443K时的$\Delta G°$。于是$\Delta G°=1.0049\times10^4-3.894\times443\times\ln443-1/2(-0.01225)\times443^2-1/6\times0.7381\times10^{-5}\times443^3-1/12(-1.4287\times10^{-9})\times443^4-1.987\times443\times3.503=-2.446\times10^3$cal/(g·mol)[或$-1.0237\times10^7$J/(kg·mol)或$-4.4019\times10^3$Btu/(lb·mol)]。

相关计算 $\Delta G°_{298}$也可用关系式$\Delta G°_{298}=\Delta H°_{298}-T\Delta S°_{298}$计算，式中$S$是熵。$S$的数值可从文献查得，或可用Benson的基团贡献法估计$\Delta S°_{298}$(见用上述方法估计$\Delta H°_{f,298}$的例题)。

但是，与计算 $\Delta H°_{f,298}$相比，用 Benson 法计算熵值的偏差较大，所以在用这种基团贡献法计算 $\Delta G°_{f,298}$的过程中只能根据以下经验规则进行定性的可行性研究：(1)如果 $\Delta G°_T$小于零，该反应显然是可能发生的；(2)如果此值小于 4.187×10^7J/(kg·mol)[或 1.8×10^4Btu/(lb·mol)]应对该反应作进一步研究；(3)如果此值大于 4.187×10^7 J/(kg·mol)，该反应只有在异常条件下才可能发生(于是，在本例中在 298K 时反应似乎是不可能发生的，但在 443K 时发生反应要有希望得多)。

反应的 Gibbs 自由能变化可与反应热相联系 $d[\Delta G°/(RT)]=\Delta H°/(RT^2)$。而如果 $\Delta H°$为常数，或所需的 $\Delta G°$的变化只在较小的温度范围内，那么可利用关系式 $\Delta G_v/(RT_v)=\Delta G°/(RT_1)-(\Delta H°/R)[(1-T_v)-(1-T_1)]$ 由已知温度 T_1 下的 $\Delta G°$求得不同温度 T_v 下的 $\Delta G°$。

4.4 平衡组成的估算

如果系统最初含有 1g·mol 正戊烷，计算 500K(440°F)和 10.13MPa(100atm)下反应正戊烷→新戊烷的平衡组成。忽略其它异构化反应。

【计算步骤】

1. 计算 500K 下的 $\Delta G°$ 本步如前例所述完成。因此求得 $\Delta G°_{500}$为 330.54 cal/(g·mol)[或 13.83×10^6J/(kg·mol)或 594.97Btu/(lb·mol)]。

2. 确定平衡常数 K 本步骤由求解方程 $K=\exp[-\Delta G°/(RT)]$组成。于是 $K=\exp[-330.54/(1.987\times500)]=0.717$。

3. 用反应进程变量 x 表示摩尔分数 反应进程变量 x 是反应进行程度的度量。在本例中，如果平衡混合物仅由正戊烷组成，x 是 0；如果混合物仅由新戊烷组成，x 是 1(即如果正戊烷全部反应)。它被定义为 $\int_{n_{0,i}}^{n_{f,i}} dn/\upsilon_i$，式中 n 是组分 i 的摩尔数，下标 0 和 f 分别表示初始和最终状态，而 υ_i 为组分 i 的化学计量数，它等于该组分的化学计量系数，但按惯例对反应物前面加负号。在本例中 $\upsilon_{正戊烷}=-1$，而 $\upsilon_{新戊烷}=1$，以及 $n_{0,正戊烷}=1$ 和 $n_{0新戊烷}=0$。因为一给定系统(例如本例的系统)可用反应进程变量的特定值描述其特征，所以对该系统上述各积分(可对每一组分写出积分)必然相等。

在本例中，

$$\int_1^{n_{f,正戊烷}} dn_{正戊烷}/(-1)=\int_0^{n_{f,正戊烷}} dn_{正戊烷}/1=x$$

完成二项积分，并用 x 求解二个 n，我们发现 $n_{f新戊烷}=(1-x)$和 $n_{f正戊烷}=x$。平衡时总摩尔数等于$(1-x)+x=1$。于是平衡时正戊烷摩尔分数为$(1-x)/1=(1-x)$，而新戊烷摩尔分数为 $x/1=x$。[本步骤对任何系统，不论多复杂，均有效。在目前的简单例子中，凭直觉显然有二个 n_f 分别必为$(1-x)$和 x。]

4. 利用 Lewis-Randall 规则估算最终组成 根据定义，$K=\prod \hat{a}_i^{\upsilon_i}$，式中 $\hat{a}_i$ 是混合物中组分的活度，而 υ_i 是上面定义的化学计量数。那么，用 101.3kPa(1atm)作为标准态逸度，$K=(\hat{f}/f°)_{新戊烷}/(\hat{f}/f°)_{正戊烷}=(y\hat{\phi}P)_{新戊烷}/(y\hat{\phi}P)_{正戊烷}$，式中 f 是逸度，y 是摩尔分数，ϕ 是逸度系数，P 是系统压力，脱字符号^标记溶液中的 f 或 ϕ 的数值，而上标°表示标准态，通常取 1atm。

Lewis-Randall 规则假定溶液中的组分逸度与摩尔分数成正比。根据这一假定，$\hat{\phi}_i = \phi_i$。因此(并注意约掉分子和分母中的 P)，$K = (y\phi)_{新戊烷}/(y\phi)_{正戊烷}$。$\phi$ 可用第 3 章中讲述的方法计算(或利用 Pitzer 关联式)；它们被求得对新戊烷为 0.505，而对正戊烷为 0.378。因此，将这些数值代入 K 的方程，$0.717 = 0.505y_{新戊烷}/(0.378y_{正戊烷}) = 0.505x/[0.378(1-x)]$。求解得 $x = 0.349$。因此，平衡组成为 0.349 摩尔分数的新戊烷和 $(1-0.349) = 0.651$ 摩尔分数的正戊烷。

相关计算 如果已知某温度 T 时的标准反应热 $\Delta H°$，而且该温度下的 K 也已知，则相差不大的另一温度 T_1 下的 K(标记为 K_1)可用方程 $\ln(K/K_1) = (-\Delta H°/R)[(1/T)-(1/T_1)]$ 求得，式中假定在整个感兴趣的温度范围内反应热为常数。

有时候，能获得实验室测定的 K 值。这些数据可用于确定计算 ΔG 时的二个积分常数(ΔH_0 和 I)或其中一个。

至于平衡组成的计算，步骤 4 中的 Lewis - Randall 规则假定是简化的。严格计算要求使用 $\hat{\phi}$，组分实际存在的反应混合物中的逸度系数。这必须用状态方程计算。最初，有人可能希望使用维里方程，以步骤 4 中求得的摩尔分数作为初始估计值；但是，在本例中虚拟的对比状态超出了维里方程的收敛范围。如果改为使用修正的 Soave - Redlich - Kwong 方程，用计算机程序计算 $\hat{\phi}$，发现求得的摩尔分数对新戊烷为 0.362，而对正戊烷 0.638。可见，在本例中 Lewis - Randall 规则的简化导致的误差分别为 3.6% 和 2.0%。将由要求的精度决定这种简化方法是否足够精确。

4.5 基于混合标准态的活度

对 573K(572°F)下进行的反应 2A→B + C，对 A 和 B 标准态为 101.32kPa(1atm)的理想气体，对 C 标准态为 202.64kPa(2atm)蒸气压下的纯液体，据此计算得到 $\Delta G°/RT$ 为 -5，G 的单位为 cal/mol。计算以 303.97kPa(3atm)下的最终摩尔分数比为基础的平衡常数，假定所有三组分均为理想气体。

【计算步骤】

1. 选择采用的求解方法 本问题可用利用混合(二种)标准态表示平衡常数方程或首先将 $\Delta G°$ 转化为通常的标准态二种方法求解。这里将对二种方法都予以说明。

2. 用混合标准态法求解

a. 利用以给定的混合标准态为基础的活度计算平衡常数 K。按照定义 $K = \exp(-\Delta G°/RT) = \exp[-(-5)] = 148.41$。

b. 将 K 和组成相关联。按照定义(见前面的问题)，$K = a_C a_B/a_A^2 = (f_C/f°_C)\times(f_B/f°_B)/(f_A/f°_A)^2$。在本例中标准态逸度为 $f°_A = f°_B = 1\text{atm}$ 和 $f°_C = 2\text{atm}$。因为假定气体为理想气体，所以 $f_i = y_i P$，式中 y 为摩尔分数，而 P 为系统压力。因此

$$K = 148.41 = [y_C(3\text{atm})/(2\text{atm})][y_B(3\text{atm})/(1\text{atm})]/[y_A(3\text{am})/(1\text{am})]^2$$

c. 利用摩尔分数定义 K 并求解其数值。利用该反应的摩尔分数，$K = y_C y_B/y_A^2$。整理上一步的最终方程，

$$y_C y_B/y_A^2 = 148.41(2/3)(1/3)(3/1)^2 = 296.82 = K$$

3. 重新求解此问题，现在应用统一的标准态

a. 对所有组分校正 $\Delta G°$ 至 1atm。对该反应 $\Delta G° = G°_C + G°_B - 2G°_A$。现在 $G°_B$ 和 $G°_C$ 已是以 1atm 为基准的。为将 $G°_C$ 校正至 1atm，利用关系式 $\Delta G = RT\ln(f_2/f_1)$，式中 R 是气体常数，T 是绝对温度，f 是逸度。因为我们希望将基准由 2 atm 转换至 1atm，$f_1 = 2$atm 和 $f_2 = 1$atm；因此

$$\Delta G = 1.987 \times 573 \times \ln(1/2) = -789.2\text{cal/(g·mol)}$$

于是 $G°_{C,1atm} = G°_{C,2atm} - 789.2$。因此，为了对所有组分将 $\Delta G°$ 校正至 1atm，必须将题述的 $\Delta G°$（即 $-5RT$）减去 789.2cal/(g·mol)。于是 $\Delta G° = (-5) \times 1.987 \times 573 - 789.2 = -6481.96$，而 $\Delta G°/RT$ 校正至 1atm 变为 −5.693。

b. 求解 K，并将它与组成相关联和用摩尔分数表示。按照定义 $K = \exp[-\Delta G°/(RT)] = \exp[-(-5.693)] = 296.82$。如同在步骤 2b 中 $K = (y_C P/f°_C) \times (y_B P/f°_B)/(y_A P/f°_A)^2 = (3y_C/1)(3y_B/1)/(3y_A/1)^2$。因此，$y_C y_B/y_A^2 = K = 296.82$，结果与以混合标准态为基础的方法相同。

相关计算 如本例所说明的，在考虑摩尔分数与 K 值的关系时，应该知道每一组分的生成 Gibbs 自由能所选的标准态（通常为 1atm 的理想气体）。

当反应中存在固相时，固相通常为纯组分；在这种情况下，其活度可表示为

$$a_i = f_i/f°_i = \exp[(v_s/RT)(P - P°)]$$

式中 v_s 是固相摩尔体积，而 $P°$ 是其蒸气压。此活度通常接近 1。

如果反应发生在液相中，活度可表示为 $a_i = \gamma_i x_i$，式中 γ_i 是组分 i 的活度系数，而 x_i 是其摩尔分数。

4.6 温度和压力对平衡组成的影响

反应 $H_2O \rightarrow H_2 + 1/2O_2$ 在 298K(77°F)和 101.3kPa(1atm)似乎是不可能发生的，因为 $\Delta G°$ 为 2.286×10^8J/(kg·mol)（见例 4.3 的相关计算）。如果希望增加生成氢和氧的平衡转化率，(a)应该提高还是降低温度，和(b)应该增加还是减小压力？

【计算步骤】

1. 计算反应热 $\Delta H°$ 这可如例 4.1 所述的进行计算。（实际上，因为 298K 标准温度，本例的 $\Delta H°$ 可直接查表读取。）其值求得为 2.42×10^8J/(kg·mol)[1.04×10^5Btu/(lb·mol)]。

2. 计算反应的化学计量数代数和 $\sum v_i$ 如例 4.4 中所述及的，给定反应中各组分的化学计量数数值上等于化学计量系数，但按惯例对反应物加上负号。对本例 H_2O、H_2 和 O_2 的化学计量数分别为 −1、+1 和 +1/2。它们的和为 +1/2。

3. 利用关于反应进程变量的偏导数的规则 如例 4.4 中所述及的，反应进程变量 x 是反应已发生程度的度量。在本例中要求增加氢和氧的平衡转化率即意味着增大 x。

可以证明对所有反应 $(\partial x/\partial T)_P =$（正数）$(\Delta H°)$。在本例中 $\Delta H°$ 为正的（即反应吸热）。因此，温度升高将使 x 增加，即增加生成氢和氧的转化率。

也可以证明对所有反应 $(\partial x/\partial P)_T =$（负数）$\sum v_i$。因为 $\sum v_i$ 为正的，压力增加将使 x 减小。所以，减小压力将有利于增加生成氢和氧的转化率。

相关计算 虽然上面的讨论完全不涉及动力学，但升高温度往往有利于增加反应速率。因此，对某些放热反应，提高反应温度牺牲一点平衡转化率但有利于缩短反应器停留时间可

能是值得的。类似地，改变压力对动力学和对平衡的影响也可能是相互矛盾的。

本例中的反应还说明另一点。恰好在 1atm 下水不会明显分解为氢和氧，除非将温度提高到约 1500K(2240°F)；但在此高温下 H_2 和 O_2 分子可能分解成 H 和 O 原子并引起不希望的反应。在处理极端情况时，工程师应记住这类可能性。

4.7 同时发生的已知化学反应的平衡组成

给定 CO 和 H_2 各 1 g·mol 的初始混合物，估计在 900K(1160°F)和 101.3kPa (1atm)下由如下一组同时发生的反应导致的平衡组成。

$$CO + 3H_2 \longrightarrow CH_4 + H_2O \tag{4.1}$$

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2 \tag{4.2}$$

$$CO_2 + 4H_2 \longrightarrow CH_4 + 2H_2O \tag{4.3}$$

$$4CO + 2H_2O \longrightarrow CH_4 + 3CO_2 \tag{4.4}$$

【计算步骤】

1. 寻找独立化学反应 写出生成存在的每个化合物的方程：

$$C + \tfrac{1}{2}O_2 \longrightarrow CO \tag{4.5}$$

$$C + 2H_2 \longrightarrow CH_4 \tag{4.6}$$

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2 \tag{4.7}$$

$$H_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \longrightarrow H_2O \tag{4.8}$$

然后将这些方程进行代数组合消去在系统中不以元素存在的所有元素。例如式 4.5 和式 4.7 结合消去 O_2

$$2CO \longrightarrow CO_2 + C \tag{4.9}$$

以及式 4.5 和式 4.8 结合

$$C + H_2O \longrightarrow CO + H_2 \tag{4.10}$$

式 4.6 和式 4.9 结合消去 C

$$2CO + 2H_2 \longrightarrow CO_2 + CH_4 \tag{4.11}$$

以及式 4.6 和式 4.10 结合

$$CO + 3H_2 \longrightarrow H_2O + CH_4 \tag{4.12}$$

四个初始方程于是减少为二个独立方程，即式 4.11 和式 4.12，对这二个反应必须联立求解平衡。原始的四个方程中存在的所有组分均被包含在式 4.11 和式 4.12 中。

2. 计算每个独立反应的 $\Delta G°$ 和 K 这可按本章前面的有关例子进行，确定作为温度函数的 $\Delta G°$。但是，一种比较方便的方法是在下列关系式中利用感兴趣温度下每个组分的标准 Gibbs 生成自由能的变化 $\Delta G°_f$

$$\Delta G° = \sum \Delta G°_{f,产物} - \sum \Delta G°_{f,反应物}$$

Reid 等[9]提供了 900K 时 $\Delta G°_f$ 的下列数据：对 CH_4 为 2029cal/(g·mol)；对 CO 为 −45744cal/(g·mol)；对 CO_2 为 −94596cal/(g·mol)；对 H_2O 为 −47352cal/(g·mol)(因为 H_2 为元素，其 $\Delta G°_f$ 为零)。

对式 4.11，$\Delta G° = 2029 + (-94596) - 2(-45,744) = -1097$ cal/(g·mol)。对式 4.12，

$\Delta G^\circ = 2029 + (-47352) - (-45744) = 421$ cal/(g·mol)。

最后，因为平衡常数 K 等于 $\exp[-\Delta G^\circ/(RT)]$，式 4.11 的 K 值为 $\exp[-(-1079)/(1.987\times900)] = 1.8283$，式 4.12 的 K 值为 $\exp[-421/(1.987\times900)] = 0.7902$。

3. 利用反应进程变量表示平衡摩尔分数　关于反应进程变量的讨论见例 4.4。令 x_K 和 x_L 分别为反应 4.11 和 4.12 的反应进程变量。因为反应 4.11 产物侧有 1molCO_2，所以平衡时 CO_2 的量为 x_K。因为反应 4.11 和 4.12 的产物侧各有 1molCH_4，所以平衡时 CH_4 的量为 $x_K + x_L$。因为反应 4.11 的反应物侧有 2molCO，反应 4.12 的反应物侧有 1molCO，所以平衡时 CO 的量为 $1 - 2x_K - x_L$(因为初始时刻存在 1molCO)。这种方法允许我们将平衡摩尔分数表示如下：

组　分	n/mol		平衡摩尔分数 y
	初　始	平衡时	
CO_2	0	x_K	$x_K/[2(1-x_K-x_L)]$
CH_4	0	$x_K + x_L$	$(x_K+x_L)/[2(1-x_K-x_L)]$
CO	1	$1-2x_K-x_L$	$(1-2x_K-x_L)/[2(1-x_K-x_L)]$
H_2	1	$1-2x_K-3x_L$	$(1-2x_K-3x_L)/[2(1-x_K-x_L)]$
H_2O	0	x_L $2-2x_K-2x_L$	$x_L/[2(1-x_K-x_L)]$

4. 将平衡摩尔分数与平衡常数相联系　按照定义，$K = \prod \hat{a}_i^{\nu_i}$，式中 $\hat{a}_i$ 为混合物中各组分的活度，而 ν_i 为该反应的化学计量数(见例 4.4)。本例处于比较大的对比温度和比较小的对比压力，所以活度可用平衡摩尔分数 y_L 表示。对反应 4.11，$K_K = Y_{CO_2}Y_{CH_4}/[(Y_{CO})^2(Y_{H_2})^2]$。代入步骤 2 的 K 值和步骤 3 表中的最后一列，并经代数运算简化，

$$1.8283 = \frac{x_K(x_K+x_L)[2(1-x_K-x_L)]^2}{(1-2x_K-x_L)^2(1-2x_K-3x_L)^2} \tag{4.13}$$

而对反应 4.12，$K_L = y_{H_2O}y_{CH_4}/[y_{CO}(Y_{H_2})^3]$，或

$$0.7902 = \frac{x_L(x_K+x_L)[2(1-x_K-x_L)]^2}{(1-2x_K-x_L)(1-2x_K-3x_L)^3} \tag{4.14}$$

5. 求解平衡状态　步骤 4 中的式 4.13 和 4.14 必须联立求解。这些方程为非线性方程，具有一组以上的解；但是，通过施加二个约束条件：确保消耗的 CO 和 H_2 的量不大于可获得的量(1 g·mol)，复杂性可降低。于是

$$2x_K + x_L \leqslant 1 \tag{4.15}$$

$$2x_K + 3x_L \leqslant 1 \tag{4.16}$$

即使有了式 4.15 和 4.16 的约束，式 4.13 和 4.14 的求解仍需要复杂的数学方法或多次试差计算，无疑应在计算机上完成。求得的解为 $x_K = 0.189038$ 和 $x_L = 0.0632143$；因此，$y_{CO_2} = 0.1264$，$y_{CH_4} = 0.16874$，$y_{CO} = 0.37360$，$y_{H_2} = 0.28906$ 和 $y_{H_2O} = 0.04227$。

相关计算　如果气相是非理想的，活度系数 ϕ_i 将不为 1，所以不能用摩尔分数表示活度。如果压力高到气相中存在非理想溶液，$\hat{\phi}_i$ 将是问题的解 y_i 的函数。在这种情况中以 $\hat{\phi}_i = 1$ 求得的 y_L 应用于下一次迭代，如此反复直到收敛。另一种方法，问题开始求解时可对 $\hat{\phi}_i$

用 Lewis－Randall 规则($\hat{\phi}_i = \phi_i$)；这样求得的 y_L 可在下一次计算时代回 $\hat{\phi}_i$。用计算机这常常是非常容易完成的。

4.8 同时发生的未指明化学反应的平衡组成

给定 CO 和 H_2 各 1g·mol 的初始混合物，估计在 900K(1160°F)和 101.3kPa(1atm)下含 CO、CO_2、CH_4、H_2、H_2O 的最终系统的平衡组成。

【计算步骤】

1. 确定系统中存在的每种原子的量 本例中 1molCO 含 C 和 O 各 1mol，和 1 g·mol H_2 含 2molH。令 A_k 为系统中存在的元素 k 的量。那么，$A_C = 1$，$A_O = 1$ 和 $A_H = 2$。

2. 确定每摩尔各种物质存在的每种元素的量 令 $a_{i,k}$等于每摩尔物质 i 中存在的元素 k 的量。那么可产生如下矩阵：

i	$a_{i,C}$	$a_{i,O}$	$a_{i,H}$
CO	1	1	0
CO_2	1	2	0
CH_4	1	0	4
H_2	0	0	2
H_2O	0	1	2

3. 确定每种化合物 900K 时的 Gibbs 生成自由能 $\Delta G°_f$ 见前一问题的步骤 2。由 Reid 等的著作[9]，其数值为：对 CH_4 为 2029cal/(g·mol)；对 CO 为 －45744cal/(g·mol)；对 CO_2 为 －94596cal/(g·mol)；对 H_2O 为 －47352cal/(g·mol)；而对 H_2 为零。

4. 写出总 Gibbs 自由能最小化的方程 这一步骤采用 Lagrange 未定乘子法进行有约束最小化；对这种方法的讨论可参考数学手册。至于这种方法如何用于总 Gibbs 自由能最小化可参阅 Perry 和 Chilton[7]以及 Smith 和 Van Ness[11]的著作。

对每一物质 i 写出如下方程：

$$\Delta G°_f + RT\ln(y_i\hat{\phi}_i P/f°_i) + \sum_k(\lambda_k a_{i,k}) = 0$$

式中 R 是气体常数，T 是温度，y 是摩尔分数，$\hat{\phi}_i$ 是逸度系数，P 是压力，$f°$是标准态逸度，而 λ_k 是物质 i 中元素 k 的 Lagrange 未定乘子。因为 T 高 P 低，可假定气相具理想性；$\hat{\phi}_i = 1.0$。设 $f°$为 1atm。那么五个方程是

对 CO：$-45744 + RT\ln y_{CO} + \lambda_C + \lambda_O = 0$

对 CO_2：$-94596 + RT\ln y_{CO_2} + \lambda_C + 2\lambda_O = 0$

对 CH_4：$2029 + RT\ln y_{CH_4} + \lambda_C + 4\lambda_H = 0$

对 H_2：$RT\ln y_{H_2} + 2\lambda_H = 0$

对 H_2O：$-47352 + RT\ln y_{H_2O} + 2\lambda_H + \lambda_O = 0$

(在所有方程中，$RT = 1.987 \times 900$)

5. 写出物料衡算和摩尔分数方程 可根据列于步骤 1 和 2 中的数值写出每一元素的物料衡算方程。

$$\sum_i y_i a_{i,k} = A_k/n_T$$

式中 n_T 是系统的总摩尔数。这三个方程是

对 O：$y_{CO} + 2y_{CO_2} + y_{H_2O} = 1/n_T$

对 C：$y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} = 1/n_T$

对 H：$4y_{CH_4} + 2y_{H_2} + 2y_{H_2O} = 2/n_T$

此外，摩尔分数和为 1 的要求得到 $y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} = 1$。

6. 联立求解步骤 4 和 5 得到的九个方程得到 y_{CO}、y_{CO_2}、y_{CH_4}、y_{H_2}、y_H、λ_C、λ_O、λ_H 和 n_T　当然，这一步骤将在计算机上完成。Lagrange 乘子没有物理意义应从解中删除。于是得到平衡组成如下：$y_{CO_2} = 0.122$；$y_{CH_4} = 0.166$；$y_{CO} = 0.378$；$y_{H_2} = 0.290$；$y_{H_2O} = 0.044$。

注意这些结果和前例中根据相同反应条件所得的结果相比非常接近。

4.9　非均相化学反应

估算正丁烷在 311K(100°F)下异构化的液相和气相组成。假定反应在气相中进行。

【计算步骤】

1. 确定系统的自由度数　利用相律 $F = C - P + 2 - r$，式中 F 为自由度，C 为组分数，P 为相数，r 为独立反应数。在本例中，C 为 2，P 为 2，r 为 1(即 $n - C_4H_{10} \rightarrow iso - C_4H_{10}$)；因此 $F = 1$。这意味着我们可仅选温度或压力规定该系统；当温度给定时(本例中为 311K)，系统压力随之确定。

2. 计算给定温度下的平衡常数　见例 4.4。求得 K 为 2.24。

3. 将平衡常数与二相组成相关联　用下标 1 和 2 分别表示 $n - C_4H_{10}$ 和 $iso - C_4H_{10}$。

那么 $K = a_2/a_1 = (\hat{\phi}_2 y_2 P/f^\circ_2)/(\hat{\phi}_1 y_1 P/f^\circ_1)$，式中 a 是活度；ϕ 是逸度系数；P 是系统压力；f 是逸度；脱字符号^标记溶液中的 ϕ 值，上标°标记标准态。如果 f°_1 和 f°_2 均选为 1atm(101.3kPa)，上式简化为

$$K = \hat{\phi}_2 y_2 P/(\hat{\phi}_1 y_1 P) \tag{4.17}$$

4. 关联气相和液相　利用相平衡关系(见第 3 章)，可对二组分分别写出下列方程：

$$y_i \hat{\phi}_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat} \phi_i^{sat}$$

式中 x_i 是液相摩尔分数，γ_i 是活度系数；P_i^{sat} 是蒸气压；ϕ_i^{sat} 是系统温度下气相中纯组分 i 的逸度。

在系统温度下二种丁烷异构体在液相中形成理想溶液，因为二者分子是十分类似的。因此，二个活度系数可取为 1。

利用第三章中述及的关系式，求得 ϕ_1^{sat} 为 0.91，ϕ_2^{sat} 为 0.89。并由蒸气压数据得到 P_1^{sat} 为 3.53atm 和 P_i^{sat} 为 4.95atm。

5. 同时求解化学平衡和相平衡　对每一组分写出步骤 4 中的方程并代入式 4.17，并考虑到 $x_1 + x_2 = 1$。这给出

$$K = x_2 P_2^{sat} \phi_2^{sat}/[(1 - x_2) P_1^{sat} \phi_1^{sat}]$$

代入已知数值

$$2.24 = x_2(4.95 \times 0.89)/[(1 - x_2)(3.53 \times 0.91)]$$

于是求得液相组成为 $x_2 = 0.62$ 和 $x_1 = 0.38$。

求解气相组成 y_1 和 y_2 首先需试差求解方程中的 P 和 ϕ_i

$$y_1\phi_1 P = x_1 P_1^{sat}\phi_1^{sat} \quad 和 \quad y_2\phi_2 P = x_2 P_2^{sat}\phi_2^{sat}$$

初始假设 $\phi_1 = \phi_2 = 1$ 并注意 $y_1 + y_2 = 1$，我们可写出综合表达式

$$\begin{aligned} P &= x_1 P_1^{sat}\phi_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}\phi_2^{sat} \\ &= 0.38 \times 3.53 \times 0.91 + 0.62 \times 4.95 \times 0.89 \\ &= 3.95 \end{aligned}$$

因此 $P = 3.95$atm。

利用此 P 值计算 ϕ_i(见第3章)，得到 $\phi_1 = 0.903$ 和 $\phi_2 = 0.913$。然后代入这二个 ϕ 值再求解 P 的第二轮估计值

$$\begin{aligned} (y_1 + y_2) = 1 &= [x_1 P_1^{sat}\phi_1^{sat}/(\phi_1 P)] + (x_2 P_2^{sat}\phi_2^{sat}/(\phi_2 P)] \\ &= 0.38 \times 3.53 \times 0.91/(0.903P) + 0.62 \times 4.95 \times 0.89/(0.913P) \end{aligned} \quad (4.18)$$

因此在第二轮估算中 $P = 4.344$atm。

现在用 $P = 4.344$ 校正 ϕ_i 的估计值，得到 $\phi_1 = 0.894$ 和 $\phi_2 = 0.904$。

再代入式(4.18)得 $P = 4.38$ atm，此值收敛于前一次估计值。最后由关系式 $y_i = x_i P_i^{sat}\phi_i^{sat}/(\phi_i P)$，得到 $y_1 = 0.38 \times 3.53 \times 0.91/(0.894 \times 4.38) = 0.31$ 和 $y_2 = 0.62 \times 4.95 \times 0.89/(0.904 \times 4.38) = 0.69$。

于是，液相组成为 $x_1 = 0.38$ 和 $x_2 = 0.62$，而 $y_1 = 0.31$ 和 $y_2 = 0.69$。平衡时系统压力为4.38 atm(443.7kPa)。

相关计算 往往不能假定液相的理想性，工程师对液相必须使用活度系数。活度系数是液相组成和温度的强函数，所以这类计算变为试差，无疑需用计算机进行。

此外，常常存在二个以上的非理想液相组分，这要求采用多组分活度系数方程；参见Prausnitz的著作[8]。活度系数方程的参数往往未通过实验确定，而必须用基团贡献法估计；见Reid等的著作[9]。

4.10 计算反应转化率、选择性和产率

按如下反应由甲苯生产苯

$$C_6H_5CH_3 + H_2 = C_6H_6 + CH_4$$

生成的一部分苯会发生串联副反应，按如下反应变成不需要的副产物联苯

$$2C_6H_6 = C_{12}H_{10} + H_2$$

反应器进料和出料物流组成如下表所列。

组 分	进口流率/(kmol/h)	出口流率/(kmol/h)
H_2	1858	1583
CH_4	804	1083
C_6H_6	13	282
$C_6H_5CH_3$	372	93
$C_{12}H_{10}$	0	4

对(a)甲苯进料和(b)氢进料计算转化率、选择性和反应器收率。

【计算步骤】

1. 确定甲苯转化率 甲苯转化率等于(反应器中消耗的甲苯)/(进入反应器的甲苯)。于

是，甲苯转化率 = (372 − 93)/372 = 0.75。

2. 确定甲苯生成苯的选择性 首先，求出有关的化学计量因子，即每生产 1mol 苯需要的甲苯化学计量摩尔数。由甲苯生成苯的反应可见，该化学计量因子为 1。

然后利用下列关系：

甲苯生成苯的选择性 = [(反应器中生成的苯)/(反应器中消耗的甲苯)][化学计量因子] = [(282 − 13)/(372 − 93)][1] = 0.96

3. 确定甲苯生成苯的反应器收率 关系式如下：

甲苯生成苯的反应器收率 = [(反应器中生成的苯)/(进入反应器的甲苯)]][化学计量因子] = [(282 − 13)/372][1] = 0.72

4. 确定氢的转化率 类似于步骤 1，

$$\text{氢的转化率} = (\text{反应器中消耗的氢})/(\text{进入反应器的氢}) = (1858 - 1583)/1858 = 0.15$$

5. 确定氢生成苯的选择性 如步骤 2 中，由本节的第一个反应可见，与氢和苯有关的化学计量因子同样为 1。

那么

$$\text{氢生成苯的选择性} = [(\text{反应器中生成的苯})/(\text{反应器中消耗的氢})][\text{化学计量因子}] = [(282 - 13)/(1858 - 1583)][1] = 0.98$$

6. 确定氢生成苯的反应器收率 如步骤 3 中，

$$\text{氢生成苯的反应器收率} = [(\text{反应器中生成的苯})/(\text{进入反应器的氢})]\,][\text{化学计量因子}] = [(282 - 13)/1858][1] = 0.14$$

相关计算 因为该反应器有二种进料，所以可对二种进料计算反应器性能。但主要关注的是对于甲苯的性能，因为它可能是比较贵的进料。

参 考 文 献

1 Balzhiser, Samuels, and Eliassen-*Chemical Engineering Thermodynamics*, Prentice-Hall.

2 Benson-*Thermochemical Kinetics*, Wiley.

3 Bett, Rowlinson, and Saville-*Thermodynamics for Chemical Engineers*, MIT Press.

4 Denbigh-*Principles of Chemical Equilibrium*, Cambridge Univ. Press.

5 Hougen, Watson, and Ragatz-*Chemical Process Principles*, Part II, Wiley.

6 Modell and Reid-*Thermodynamics and Its Applications*, Prentice-Hall.

7 Perry and Chilton-*Chemical Engineers' Handbook*, McGraw-Hill.

8 Prausnitz-*Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria*, Prentice-Hall.

9 Reid, Prausnitz, and Sherwood-*The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill.

10 Sandler-*Chemical Engineering Thermodynamics*, Wiley.

11 Smith and Van Ness-*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, McGraw _ Hill.

12 Soave-*Chem. Eng. Sci.* 27: 1197, 1972.

13 Stall and Prophet-*JANAF Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS 37, 1971.

14 Smith, *Chemical Process Design*, McGraw-Hill.

第 5 章　反应动力学和反应器设计[1]

R.M.Baldwin 博士
教授
科罗拉多矿业学院　化学工程系
哥尔顿，科罗拉多

M.S.Graboski 博士
教授
科罗拉多矿业学院　化学工程系
哥尔顿，科罗拉多

5.1　由间歇反应器数据的积分分析确定速率表达式

乙酸乙酯和氢氧化钠的皂化反应，即

$$CH_3COOC_2H_5 + NaOH \longrightarrow CH_3COONa + C_2H_5OH$$

已在充分搅拌的等温间歇反应器中于 298K(77°F)下进行了研究。搜集获得下列数据：

时间/min	5	9	13	20	25	33	37
NaOH 浓度/(g·mol/L)	0.00755	0.00633	0.00541	0.00434	0.00385	0.0032	0.00296

操作由等摩尔量(0.1g·mol/L)的氢氧化钠和乙酸乙酯作为反应物开始。计算总反应级数和 298K 时的速率常数，并写出反应速率表达式。

【计算步骤】

1. 假设速率表达式的函数形式　该反应速率表达式可由如下方程给出，它将氢氧化钠的消失速率 r 与反应物和产物的浓度相关联：

$$-r_{NaOH} = k_1[CH_3COOC_2H_5]^a[NaOH]^b - k_{-1}[CH_3COONa]^c[C_2H_5OH]^d$$

式中 a、b、c 和 d 是未知的反应级数，k_1 和 k_{-1}是正反应和逆反应速率常数，加括号的分子式表示各化合物的浓度。数据的积分分析要求假定反应速率表达式的函数形式(例如，对给定反应物为零级、一级、二级)，然后将速率表达式代入适当的反应器物料衡算方程。文献值表明该反应的平衡常数非常大($k_1/k_{-1} \to \infty$)。作为初始猜测，可认为该反应对二反应物均为一级，且为不可逆反应。于是 $-r_{NaOH} = k[CH_3COOC_2H_5]^1[NaOH]^1$，式中 k 是反应速率常数。因为初始时刻二反应物是等摩尔的，所以整个操作过程中[EtAc] = [NaOH](如果初始猜测是正确的)，因此速率表达式可表示为 $-r_{NaOH} = k[NaOH]^2$。

2. 将速率表达式代入间歇反应器物料衡算方程　在等温间歇反应器中，NaOH 的瞬态物料衡算为(NaOH 进) − (NaOH 出) + (NaOH 生成) = NaOH 积累。对本系统，

$$+r_{NaOH}V = \frac{dN_{NaOH}}{dt}$$

[1] 5.10 改编自 Smith, *Chemical Process Design*, McGraw-Hill.

式中　r——生成速率；

V——反应器体积；

N——摩尔数；

t——时间。

参考步骤 1 进行整理，并注意到浓度可由 N/V 给出导致下式

$$-\frac{d[NaOH]}{dt} = k[NaOH]^2$$

3. 求解浓度随时间的变化　上式可分离变量并进行积分给出浓度随时间的变化并用实验数据检验。积分，

$$-\int_{[NaOH]_0}^{[NaOH]_t}\frac{d[NaOH]}{[NaOh]^2} = k\int_0^t dt$$

完成上述积分并化简得到下式

$$\frac{1}{[NaOH]_0} - \frac{1}{[NaOH]} = -kt$$

4. 标绘数据　假定的模型(对二种反应物均为一级和不可逆)预示将数据按($1/[NaOH]_0 - 1/[NaOH]$)对时间标绘应得一通过原点的直线，直线的斜率为反应速率常数 $-k$。实验数据按此模型标绘如图 5.1 所示。如图所示，数据与假定的模型拟合得很好。反应速率常数，如测定斜率所确定的，为

$$k = 6.42\text{L}/(\text{g}\cdot\text{mol})(\text{min})$$

于是，乙酸乙酯和氢氧化钠皂化反应的速率可用形式如下的速率表达式适当模拟

$$-r_{NaOH} = 6.42[NaOH]^{1.0}[CH_3COOC_2H_5]^{1.0}$$

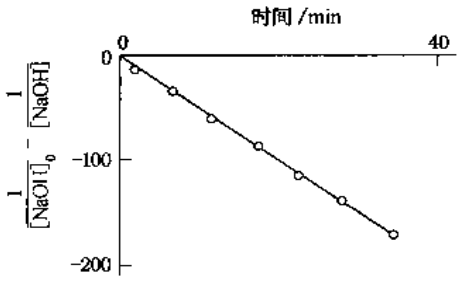


图 5.1　浓度对时间的标绘(例 5.1)

相关计算　(1) 积分分析可用于由能获得积分反应速率数据的任何反应器提供的数据。上述程序同样适用于由积分管式流动反应器获得的数据，如果使用管流物料衡算

$$+r_i = \frac{dC_i}{d\tau}$$

而不是使用间歇反应器的物料衡算。式中 C_i 为组分 i 的浓度，单位为 mol/L，而 τ 为停留时间。(2)用于检验的物料衡算的形式取决于所研究的反应系统和所获得的用于检验的数据。前述的分析适用是因为系统是恒定密度的和数据具有浓度对时间的形式。数据也常常以转化率(X_A)对时间的形式提供，此处

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$$

5.2　由间歇反应器数据的微分分析确定速率表达式

利用如下由恒容间歇反应器获得的数据确定气相反应 A→2B 的合适的速率表达式：

时间/h	总压/kPa(atm)	时间/h	总压/kPa(atm)
0	132.74(1.31)	3.5	201.64(1.99)
0.5	151.99(1.5)	4	205.18(2.025)
1	167.19(1.65)	5	210.76(2.08)
1.5	178.33(1.76)	6	214.81(2.12)
2	186.44(1.84)	7	217.85(2.15)
2.5	192.52(1.90)	8	220.38(2.175)
3	197.58(1.95)		

反应混合物由 101.325kPa(1atm)和 287K(57.2℉)下的 76.94%的 A 和 23.06%的惰性组分组成。反应由将反应器浸入 373K(212℉)的恒温浴引发。平衡计算已证明在此温度范围内反应基本上为不可逆的。

【计算步骤】

1. 提出检验数据的通用表达式 用微分法分析速率数据涉及利用完整的速率表达式来求取反应级数和速率常数。因为数据已由间歇反应器获得，可以采用如下形式的通用速率表达式：

$$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A^{\alpha}$$

式中 k 和 α 为待定的速率常数和反应级数。

2. 将速率表达式转化为压力单位 因为数据采用总压对时间的形式，所以要检验的速率表达式必须也采用总压对时间的形式。假定服从理想气体行为，$PV = nRT$，因此，

$$C_i = \frac{n_i}{V} = \frac{P_i}{RT}$$

式中 P_i 是组分 i 的分压。于是速率表达式变为

$$\frac{1}{RT}\frac{dP_A}{dt} = -\left(\frac{1}{RT}\right)^{\alpha} kP_A^{\alpha}$$

现在，必须将组分 A 的分压与系统总压联系起来。这很容易由系统的总摩尔衡算完成，所得结果为如下关系式：

a. 对任何反应物

$$P_R = P_{R0} - \frac{r}{\Delta n}(\pi - \pi_0)$$

b. 对任何产物

$$P_S = P_{S0} + \frac{s}{\Delta n}(\pi - \pi_0)$$

式中 P_{R0}和 P_{S0}是反应物 R 和产物 S 的初始分压，r 和 s 是 R 和 S[1] 的摩尔化学计量系数，π 是总压，π_0 是初始总压，而 Δn 是摩尔数的净变化，等于产物总摩尔数减反应物总摩尔数。

在目前的案例中，对反应物 A，r 等于 1，对产物 B，s 等于 2，而 Δn 等于(2 - 1) = 1。利用这些数据，和对反应物的分压和总压之间的关系，要检验的速率表达式的形式可做如下

[1] 原文误排为 R 和 P，译者注。

推导：

$$P_A = P_{A0} - \frac{1}{2-1}(\pi - \pi_0)$$

由数据 $\pi_0 = 134.74\text{kPa}(1.31\text{atm})$，所以 $P_{A0} = 132.74 \times 0.7694 = 102.13\text{kPa}$ (1.0atm)。因此，$P_A = 102.13 - (1/1)(\pi - 132.74) = 234.87 - \pi$，$P_A$ 和 π 的单位为 kPa，而 $dP_A/dt = -d\pi/dt$ 于是速率表达式变为 $d\pi/dt = k'(234.8 - \pi)^{\alpha}$，式中 $k' = k(RT)^{1-\alpha}$。

3. 将速率表达式取对数线性化，并标绘数据　提出的速率表达式可取对数线性化，得到如下表达式：

$$\ln\left(\frac{d\pi}{dt}\right) = \ln k' + \alpha \ln(234.87 - \pi)$$

此式说明如将 $\ln(d\pi/dt)$对 $\ln(234.87 - \pi)$标绘将得一斜率为 α，而 y 轴截距为 $\ln k'$的直线。于是，为完成速率数据分析，必须计算导数 $d\pi/dt$。

计算导数有三种常用方法：(1)π 对 t 标绘的斜率，(2)等面积图形微分，(3)台劳级数展开。关于这些方法的细节参见数学手册。利用等而积图形微分求得的导数和其它有关数据如下表所列：

时间/h	234.87 − π/kPa	dπ/dt	时间/h	234.87 − π/kPa	dπ/dt
0	102.13	44.5	3.5	33.23	7.5
0.5	82.88	34	4	29.69	6.5
1	67.68	26	5	24.11	4.5
1.5	56.54	19.5	6	20.06	3.5
2	48.43	15	7	17.02	2.5
2.5	42.35	11	8	14.49	1.5
3	37.29	9			

将 $\ln(d\pi/dt)$对 $\ln(234.87 - \pi)$标绘得一斜率为 1.7，而截距为 0.0165 的直线。于是，该反应适当的速率表达式为

$$d\pi/dt = 0.0165(234.87 - \pi)^{1.7}$$

或

$$-dP_A/dt = 0.0165P_A^{1.7}$$

相关计算　注意到 $C_A = P_A/RT$ 并利用 $T = 373\text{K}$ 和 $R = 0.0821(\text{L})(\text{atm})/(\text{g}\cdot\text{mol})(\text{K})$，可将上面推导的速率表达式转化回浓度单位。

5.3　求取绝热连续流动搅拌釜反应器的所需体积

确定一处理 56.64L/min(2ft^3/min 或 0.05664m^3/min)液体进料的绝热全混流反应器所需的体积，进料中含有流率分别为 0.67g·mol/min 和 0.33g·mol/min 的反应物 R 和惰性组分 I。在反应器中 R 被下列基元反应 $R \xrightarrow{k_1} S + T$ 异构化为 S 和 T(R 的转化率为 90%)。进料温度为 300K(80.6℉)。系统有关数据如下：

热容

R　　7cal/(g·mol)(℃)

S，T　4cal/(g·mol)(℃)

$$I \quad 8\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})(℃)$$

298K 时的反应速率常数

$$k_1 = 0.12\text{h}^{-1}$$

活化能

$$25000\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})$$

273K 时的反应热

$$\Delta H_R = -333\text{cal}/(\text{g}\cdot\text{mol})R$$

【计算步骤】

1. 写出反应器的物料和能量衡算式 本问题必须通过联立求解描述反应系统的物料和能量衡算关系才能解决。因为反应器是绝热的且发生放热反应，反应器中的流体将被加热，导致反应将在不同于已知反应速率常数和反应热的温度下进行。

假定一恒密度的反应系统，通过反应器的体积流率恒定并为定态操作，组分 R 的物料衡算给出下式

$$vC_{R0} - vC_R + Vr_R = 0$$

式中 C_{R0}——进料中 R 的浓度；

C_R——产物中 R 的浓度；

v——体积流率；

V——反应器体积；

r_R——R 的净生成速率。

此式可整理为

$$\frac{C_{R0} - C_R}{-r_R} = \tau$$

式中 τ——停留时间(V/v)。

关于连续流动搅拌釜式反应器的第一定律能量衡算给出下式

$$Q = \sum_{i=1}^{n} F_{i0}\hat{C}_{pi}(T - T_0) + X[\Delta H^\circ + \Delta\hat{C}_p(T - T^\circ)]$$

式中 Q——与环境的热交换速率；

F_i——组分 i 的出口摩尔流率；

F_{i0}——组分 i 的进口摩尔流率；

$\hat{C}_{Pi}$——组分 i 的平均热容；

T_{i0}——组分 i 的进口(进料)温度；

T——反应器操作温度；

X——组分 R 的摩尔转化速率($= F_{R0} - F_R$)；

ΔH°——温度 T°时的反应热；

T°——反应热数据的参考温度。

$$\Delta\hat{C}_P = \Sigma v_i C_{pi,\text{产物}} - \Sigma v_i C_{pi,\text{反应物}}$$

式中 v_i——摩尔化学计量系数。

2. 计算反应器的操作温度 应用上述能量衡算可计算反应物料的温度，因为除 T 外式

中所有量均已知。有关计算和参数如下：

$$Q = 0(\text{绝热})$$

$$F_{R0} = 0.67\text{mol/min}$$

$$F_{I0} = 0.33\text{mol/min}$$

$$T_{R0} = T_{I0} = 300\text{K}$$

$$X = X_R F_{R0} = 0.90 \times 0.67 = 0.603 R\text{g·mol/min}$$

$$\Delta\hat{C}_P = 4 + 4 - 7 = 1\ \text{cal/(g·mol)(℃)}$$

代入能量衡算

$$0 = 0.67 \times 7 \times (T - 300) + 0.33 \times 8 \times (T - 300) + 0.603[-333 + 1 \times (T - 273)]$$

解得反应器温度

$$T = 323.4\text{K}(122.7℉)$$

3. 计算在反应器操作温度下的反应速率常数 因为反应器内的温度不是25℃(反应速率常数已知的温度值)，所以必须估算反应器温度下的速率常数。可用Arrhenius形式的速率常数获得此估算值：

$$k = A\exp[-E_A/(RT)]$$

式中 A——指前因子；

E_A——活化能；

R——通用气体常数；

T——热力学温度。

用 $T = 298\text{K}$(25℃)的Arrhenius方程除 $T = T$ 的Arrhenius方程，并注意到 $1/T - 1/298 = (298 - T)/298T$，可推导得到下式：

$$k_T = k_{298}\exp\left[\frac{-25000}{1.987}\left(\frac{298 - T}{298T}\right)\right]$$

现 $k_{298} = 0.12\text{h}^{-1}$，所以当 $T = 323.4\text{K}$(反应器操作温度)时，反应速率常数 $k_{323.4} = 3.31\text{h}^{-1}$。

4. 利用物料衡算方程求解反应器体积 现可用连续流动搅拌釜式反应器的物料衡算方程计算异构化反应所需的反应器体积。将一级速率方程代入物料衡算方程，

$$\tau = \frac{C_{R0} - C_R}{kC_R} = \frac{V}{v}$$

为了应用此物料衡算方程，首先必须计算组分R的进口和出口浓度。由所给数据和如下关系很容易完成此计算

$$C_i = \frac{F_i}{v} \quad F_i = F_{i0}(1 - X_i)$$

因为 v 为常数，所以 $C_i = C_{i0}(1 - X_i)$。在这些关系式中 C_i 是组分 i 的浓度，F_i 是组分 i 的摩尔流率，v 是体积流率，而 X_i 是组分 i 的转化率。

对本例，

$$C_{R0} = \frac{F_{R0}}{v} = \frac{0.67}{56.64} = 0.012\text{g·mol/L}$$

和

$$C_R = 0.012(1 - 0.9) = 0.0012\text{g} \cdot \text{mol/L}$$

将体积流率转换为小时基准后，即可直接计算反应器体积：

$$V = \frac{0.012 - 0.0012}{3.31 \times 0.0012} \times 56.64 \times 60 = 9240\text{L}(326\text{ft}^3 \text{ 或 } 9.24\text{m}^3)$$

相关计算 (1) 因为反应是不可逆的，所以计算中未考虑化学平衡问题。对可逆反应，都应首先利用第 4 章中讲述的方法校核最终的反应程度。如果平衡计算表明不可能达到要求的转化率，那么或者必须改变反应条件(例如温度)或者设计不可能进行。为增加吸热反应的最终转化率应考察更高的温度，而对放热反应较低的温度将有利于获得更高的转化率。

(2) 物料衡算和能量衡算方程的联立求解可能产生多于一个的解。这对在连续搅拌釜式反应器中进行的放热反应尤其正确。其它可行解的存在可通过在摩尔转化速率和温度为坐标的图上标绘能量衡算和物料衡算方程可确定，如图 5.2 所示。在此图中点 *A* 和 *C* 代表反应器的稳定操作点，而点 *B* 是不稳定的，或称为“着火点”，在该点稳定操作是困难的。这是由于物料衡算和能量衡算线在 *B* 点的相对斜率造成的。对 *B* 点的微小温度正偏差将导致反应物料“着火”，因为放热速率大于移热速率，而反应器将在 *A* 点重新达到稳定。类似地，对 *B* 点的微小温度负偏差将导致反应物料“熄火”，反应器将在 *C* 点重新达到稳定。

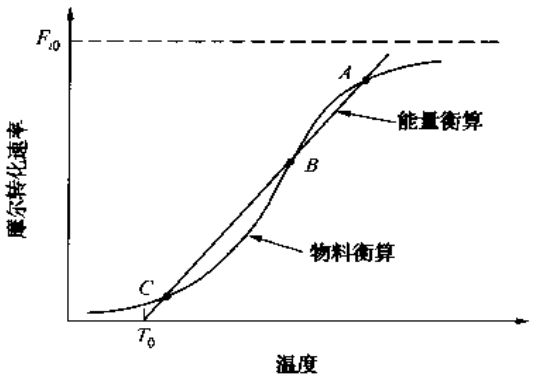


图 5.2 摩尔转化速率对温度(例 5.3)

5.4 计算等温活塞流反应器的大小

对不可逆均相气相反应 $2A + B \longrightarrow 2C$ 的实验室研究证明 500℃(932℉)时的反应速率常数为 $1 \times 10^5(\text{g} \cdot \text{mol/L})^{-2}\text{s}^{-1}$。该反应的等温数据分析表明形式如 $-r_A = kC_AC_B^2$ 的速率表达式能对 500℃、101.325kPa(1atm)下的数据提供适当的表达。处理 6L/s(0.212ft³/s)含 25%A、25%B 和 50%惰性组分(体积分数)的气体进料，当要求组分 A 的转化率为 90%时，计算等温等压活塞流反应器所需的体积。

【计算步骤】

1. 由物料衡算导出活塞流反应器的设计方程 为了恰当地确定该反应和进料的反应器体积，需要反应器体积、进料转化率和反应速率间的关系。这种关系由活塞流反应器的物料衡算提供。

对单个理想反应器，微元体 $d\psi$(见图 5.3)中组分 A 的组分物料衡算为

$$F_{AZ} - F_{AZ+\Delta Z} + r_A\Delta\psi = 0 \quad \text{或} \quad \frac{dF}{d\psi} = r_A$$

式中 ψ 是反应器大小参数(体积、催化剂质量等)，F_A 是 A 的摩尔流率，而 r_A 是单位体积反应器 A 的产生速率。重排方程并积分

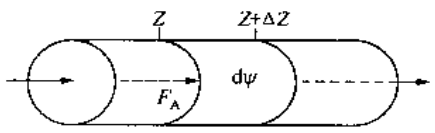


图 5.3 活塞流反应器的微元体(例 5.4)

$$\int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{dF_A}{r_A} = \int_0^{\psi} d\psi = \psi$$

利用标记为 X 的组分 A 的总摩尔转化率，$F_A = F_{A0} - X$，和 $dF_A = dX$，式中 F_{A0}是进料中 A 的摩尔流率。于是对此均相反应，物料衡算变为

$$\psi = V = -\int_0^X \frac{dX}{r_A}$$

2. 将产物和反应物的摩尔流率与 A 的转化率相关联 为利用质量衡算求解反应器体积 V，必须将 A 的产生速率 $+r_A$ 与 A 的摩尔转化率 X 相关联。这很容易通过速率表达式实现。对反应

$$+r_A = -kC_A C_B^2$$

式中 C_A、C_B 是 A 和 B 的摩尔浓度。对此气相反应 A 和 B 的浓度可由理想气体定律计算，所以

$$C_A = n_A/V = \frac{P_A}{RT} = \frac{P_T y_A}{RT}$$

式中 p_A——A 的分压；

V——体积；

n_A——A 的摩尔数；

p_T——系统总压；

R——通用气体常数；

T——热力学温度；

y_A——A 的摩尔分数。

速率表达式变为

$$+r_A = -k\left(\frac{P_T}{RT}\right)^3 y_A y_B^2$$

组分 A 和 B 的摩尔分数由反应器中各组分的摩尔衡算计算，注意反应 1mol A 对应1/2 molB 和 1molC。于是，

$$F_A = F_{A0} - X$$

$$F_B = F_{B0} - X/2$$

$$F_C = F_{C0} + X$$

$$F_I = F_{I0}$$

$$F_T = F_{T0} - X/2$$

在上述衡算中，F_A、F_B 和 F_C 是反应器中任何位置组分 A、B、和 C 的摩尔流率，F_{A0}、F_{B0}和 F_{C0}是进料中 A、B、和 C 的摩尔流率，而 F_I 和 F_{I0}是产物和进料中惰性组分摩尔流率。

现根据定义，

$$y_A = \frac{F_A}{F_T} = \frac{F_{A0} - X}{F_{T0} - X/2} \quad 和 \quad y_B = \frac{F_B}{F_T} = \frac{F_{B0} - X/2}{F_{T0} - X/2}$$

因此利用 A 的摩尔转化率速率表达式变为

$$+r_A = -k\left(\frac{p_T}{RT}\right)^3\left[\frac{(F_{A0}-X)(F_{B0}-X/2)^2}{(F_{T0}-X/2)^3}\right]$$ ❶

3. 计算摩尔流率并积分质量衡算 一旦将摩尔流率的已知数据代入质量衡算，就可求解反应器体积。由步骤 1，需求解的方程为

$$V = \frac{1}{k\left(\frac{p_T}{RT}\right)^3}\int_0^x \frac{dX}{\frac{(F_{A0}-X)(F_{B0}-X/2)^2}{(F_{T0}-X/2)^3}}$$ ❷

根据问题的描述，

$$C_{A0} = \frac{P_{A0}}{RT} = \frac{0.25\times 1}{0.082\times 773} = 0.004\text{g}\cdot\text{mol/L}$$

和

$$F_{A0} = v_0 C_{A0} = 6\times 0.004 = 0.024\text{g}\cdot\text{mol/s}$$

和

$$F_{B0} = F_{A0}$$

以及

$$F_{I0} = F_I = 0.048\text{g}\cdot\text{mol/s}\text{ 和 }\quad F_{T0} = F_{A0}+F_{B0}+F_{I0} = 0.096\text{g}\cdot\text{mol/s}$$

因为 A 的转化率为 90%，所以积分上限可求得

$$x = X_A F_{A0} = 0.9\times 0.024 = 0.022\text{g}\cdot\text{mol/s}$$

可由此积分求得反应器体积。因为被积函数的复杂性，难以分析求解，可采用图解积分(此处未画出)求得需要的反应器体积。

利用图解积分求得积分值，而反应器体积可计算如下：积分值 $f(X)dX = 91$；那么

$$k\left(\frac{p_T}{RT}\right)^3 = 10^5\left(\frac{1}{0.082\times 773}\right)^3 = 0.393$$

因此

$$V = \frac{91}{0.393} = 232\text{L}(8.2\text{ft}^3\text{ 或 }0.23\text{m}^3)$$

相关计算 (1) 利用各种数值积分程序(例如，Euler 法、Runge－Kutt 法)中的任一种可更精确的计算积分，这很容易在计算机上编程求解。

(2) 如果反应是可逆的而不是不可逆的，其最终反应程度必须校核(利用前一章所述的方法)以确保能达到要求的 90%的转化率。如此转化率不能达到，则必须或改变问题的规定酌情降低转化率，或改变反应条件(例如，反应温度或总压)。

5.5 计算间歇反应器需要的反应时间

已发现在 1000K(1341°F)下进行的乙炔非均相气相加氢生成乙烷的反应，即

❶ 原文误排为 $+r_A = -k\left(\frac{PT}{RT}\right)^3\left[\frac{(F_{A0}-X)(F_{B0}-X/2)^2}{(F_{T0}-X/2)^3}\right]$，译者注。

❷ 原文误排为 $V = \frac{1}{k\left(\frac{pT}{RT}\right)^3}\int_0^X \frac{dX}{\frac{(F_{A0}-X)(F_{B0}-X/2)^2}{(F_{T0}-X/2)^3}}$，译者注。

$$C_2H_2 + 2H_2 \longrightarrow C_2H_6$$

的反应速率可用如下速率表达式适当表示

$$-r_{C_2H_2} = kC_{H_2}^2 C_{C_2H_2}$$

1000K下的实验室研究表明反应速率常数为 $1 \times 10^5 g \cdot mol/(L)(min)$。如果75%(摩尔分数)氢和25%(摩尔分数)乙炔的混合物被加入1L($0.035ft^3$ 或 $0.001m^3$)的间歇反应器，而在初始时刻反应器中存在0.001g·mol乙炔，计算乙炔变成乙烷的转化率达到90%所需的反应时间。反应器在恒定温度1000K下操作。

【计算步骤】

1. 由物料衡算导出间歇反应器的设计方程 为了求得所需的反应时间，必须导出反应时间和乙炔转化率之间的关系。这可由间歇反应器的物料衡算导得。因为反应混合物的摩尔密度不是常数(存在由反应引起的摩尔数的净变化)，反应器的压力必将随之改变。

间歇反应器中组分A的物料衡算给出

$$\left(\frac{1}{V}\right)\frac{dN_A}{dt} = r_A$$

式中 r_A——组分A的净生成速率；

V——体积；

N_A——A的摩尔数。

因为浓度等于 N/V，故乙炔的反应速率由下式给出

$$-r_{C_2H_2} = k\left[\frac{N_{H_2}}{V}\right]^2\left[\frac{N_{C_2H_2}}{V}\right] \text{或} -r_{C_2H_2} = \frac{k}{V^3}N_{H_2}^2 N_{C_2H_2}$$

于是间歇反应器的设计方程变为

$$\frac{dN_{C_2H_2}}{dt} = -\frac{k}{V^2}N_{H_2}^2 N_{C_2H_2}$$

该方程可用乙炔转化的总摩尔数 X 重写，式中 X 是反应经历时间的函数。因为1mol乙炔对应2mol氢并产生1mol乙烷，所以在任一时间 t 间歇反应器中将含有如下混合物(下标0表示初始量)

$$N_{C_2H_2} = N_{C_2H_{2,0}} - X$$

$$N_{H_2} = N_{H_{2,0}} - 2X$$

$$N_{C_2H_6} = X$$

于是总摩尔数为此三式的加和，或 $N_{T,0} - X$。于是设计方程变为

$$\frac{-dX}{dt} = \frac{-k}{V^2}(N_{H_{2,0}} - 2X)^2(N_{C_2H_{2,0}} - X)$$

2. 分离变量并积分间歇反应器设计方程 一旦对上式进行积分并求得 $t = f(X)$，那么任何给定初始组成和反应物转化率所需的反应时间即可由上式直接计算。适当的求解方法如下：

a. 分离变量

$$\int_0^x \frac{dX}{(N_{H_{2,0}} - 2X)^2(N_{C_2H_{2,0}} - X)} = \frac{k}{V^2}\int_0^t dt$$

b. 积分

$$\int_0^x \frac{dX}{(N_{H_{2,0}} - 2X)^2(N_{C_2H_{2,0}} - 2X)} = \frac{1}{(-N_{H_{2,0}} + 2N_{C_2H_{2,0}})} \frac{1}{(N_{H_{2,0}} - 2X)} +$$

$$\frac{-1}{(-N_{H_{2,0}} + 2N_{C_2H_{2,0}})} \ln\left(\frac{N_{C_2H_{2,0}} - X}{(N_{H_{2,0}} - 2X)}\right) = \frac{k}{V^2} t$$

c. 计算上下限之间的积分值。对方程左边计算 0 和 X 间的积分值，对方程右边计算 0 和 t 间的积分值，给出如下作为总摩尔转化量函数的反应时间表达式：

$$\frac{1}{(N_{H_{2,0}} - 2X)(2N_{C_2H_{2,0}} - N_{H_{2,0}})} - \frac{1}{N_{H_{2,0}}(2N_{C_2H_{2,0}} - N_{H_{2,0}})} +$$

$$\frac{1}{(2N_{C_2H_{2,0}} - N_{H_{2,0}})} \ln\left[\frac{N_{C_2H_{2,0}}/N_{H_{2,0}}}{(N_{C_2H_{2,0}} - X)/(N_{H_{2,0}} - 2X)}\right] = \frac{k}{V^2} t$$

3. 求解反应时间 乙炔转化率为 90%时的总摩尔转化量，可直接由转化率和总摩尔转化量的定义求得。于是令 $X_{C_2H_2}$ 代表乙炔的转化率，被定义为

$$\frac{N_{C_2H_{2,0}} - N_{C_2H_2}}{N_{C_2H_{2,0}}}$$

根据题述，这等于 0.9。因为 $N_{C_2H_{2,0}} = 0.001\text{g·mol}$，那么 $N_{C_2H_2} = 0.001 - 0.9 \times 0.001 = 0.0001\text{g·mol}$。类似地，由步骤 1，$X$ 等于乙炔的总摩尔转化量，定义为 $N_{C_2H_{2,0}} - N_{C_2H_2}$。因此它等于 $0.001 - 0.0001 = 0.0009\text{g·mol}$。

利用此总摩尔转化量以及 C_2H_2 和 H_2 的初始摩尔数，现可进行反应时间的计算。因为初始混合物是 75%氢和 25%乙炔，所以 $N_{H_{2,0}} = 3 \times 0.001 = 0.003$。代入步骤 2 的设计方程，

$$\frac{1}{(0.003 - 0.0018)(0.002 - 0.003)} - \frac{1}{0.003(0.002 - 0.003)} +$$

$$\frac{1}{(0.002 - 0.003)^2} \ln\left[\frac{0.001/0.003}{(0.001 - 0.0009)/(0.003 - 0.0018)}\right] = \frac{10^5}{1^2} t$$

解得 $t = 8.86\text{min}$。于是，为将 90%初始时刻加入 1L 反应器的乙炔转化为乙烷大约需 9min。

相关计算 (1)化学反应的计量关系对积分设计式的最终形式有重大影响。不同的速率表达式将导致反应时间和总摩尔转化量之间的不同函数关系。前面的例子系专用于氢为二级和乙炔为一级的不可逆反应。如果速率表达式为简单的对乙炔的一级反应(当氢大大过量时可能为这种情况)，设计式的积分将得到

$$-\ln\left(\frac{N_{C_2H_{2,0}} - X}{N_{C_2H_{2,0}}}\right) = kt$$ ❶

类似地，其它速率表达式将产生不同形式的时间 - 摩尔转化量关系式。

(2) 在许多情况下，设计方程的解析积分是困难的。但是，积分仍可采用(a)数值积分，例如，Euler 法或 Runge-Kutt 法，或(b)通过标绘 $f(X)$对 dX 并求出曲线下的面积进行图解积

❶ 原文误排为 $-\ln\left(\frac{N_{C_2H_2} - X}{N_{C_2H_{2,0}}}\right) = kt$，译者注。

分 $\int_0^X f(X)\mathrm{d}X$ 。

5.6 由连续流动搅拌釜反应器数据计算反应速率

在用混合酸硝化甲苯的研究时，在一连续流动搅拌釜式反应器中获得下列数据。已预先证实该反应器混合充分；反应器内和出口流中的组成可认为相等。此外，还被证实不存在传质对过程速率的限制。于是测定的速率即为真实的反应动力学速率。计算该速率。

反应器数据		进料酸相组成	
混酸进料流率/(g/h)	325.3	H_2SO_4/%	29.68
甲苯进料流率/(g/h)	91.3	HNO_3/%	9.45
酸相出口流率/(g/h)	301.4	H_2O/%	60.87
有机相出口流率/(g/h)	117.3	25℃时的密度/(g/cm³)	1.639
温度/℃(℉)	36.1(97.0)	废酸组成	
搅拌速率/(r/min)	1520	H_2SO_4/%	29.3
反应器体积/cm³	635	HNO_3/%	0.3
反应器中酸相体积分数	0.67	H_2O/%	70.4
有机相组成		25℃时的密度/(g/cm³)	1.603
一硝基甲苯/%(摩尔分数,下同)	68.1		
甲苯/%	31.1		
硫酸/%	0.8		
25℃时的密度/(g/cm³)	1.0710		

【计算步骤】

1. 校核元素物料衡算 供参考，有关组分的相对分子质量如下所列：

组 分	相对分子质量	组 分	相对分子质量
甲 苯	92	硝 酸	63
一硝基甲苯	137	水	18
硫 酸	98		

进料由 0.0913kg/h 甲苯和 0.3253kg/h 混酸组成。后一物流可认为组成如下：

酸组分	摩尔分数/%(给定)	100mol 进料中的量❶/g	质量分数/%	进料/(kg/h)
H_2SO_4	29.68	2908.6	63.24	0.2057
HNO_3	9.45	595.4	12.94	0.0421
H_2O	60.87	1095.7	23.28	0.0775
		4599.7	100.0	0.3253

出口物流由 0.1173kg/h 有机相和 0.3014kg/h 废酸组成。这二股物流可认为组成如下：

有机相组分	摩尔分数/%(给定)	100mol 产物中的量❶/g	质量分数/%	出口/(kg/h)
甲 苯	31.1	2861.2	23.32	0.0274
一硝基甲苯	68.1	9329.7	76.04	0.0892
硫 酸	0.8	78.4	0.64	0.0007
		12269.3	100.0	0.1173

❶ 原文误排为 100mol 进料中的千克数，译者注。

续表

废酸相组分	摩尔分数/%(给定)	100mol 进料中的量●/g	质量分数/%	出口/(kg/h)
H_2SO_4	29.3	2871.4	69.07	0.2082
HNO_3	0.3	18.9	0.45	0.0014
H_2O	70.4	1267.2	30.48	0.0918
	100.0	4157.5	100.0	0.3014

然后可进行元素物料衡算。对碳：

组　分	进口 C/(kg/h)	出口 C/(kg/h)
甲苯	0.0834	0.0250
一硝基甲苯	0.0000	0.0547
	0.0834	0.0797
C 百分误差 = 100% × (0.0834 − 0.0797)/0.0834 = 4.44%		

对氢：

组　分	进口 H/(kg/h)	出口 H/(kg/h)
一硝基甲苯	0.0000	0.0046
甲苯	0.0079	0.0024
H_2SO_4	0.0042	0.0043
HNO_3	0.0007	0.0000
H_2O	0.0086	0.0102
	0.0214	0.0215
H 百分误差 = 100% × (0.0215 − 0.0214)/0.0214 = 0.5%		

对氧：

组　分	进口 O/(kg/h)	出口 O/(kg/h)
一硝基甲苯	0.0000	0.0208
H_2SO_4	0.1343	0.1364
HNO_3	0.0321	0.0011
H_2O	0.0689	0.0816
	0.2353	0.2399
O 百分误差 = 100% × (0.2399 − 0.2353)/0.2353 = 2%		

C、H 和 O 的元素衡算表明操作数据是相当一致的(因为进料和产物间的百分误差很小)，所以不需要进行其它元素的物料衡算。

2. 利用物料衡算数据确定反应速率　在连续流动搅拌釜式反应器中，在定态条件下组分 A 的物料衡算式如下：

$$\text{A 的进料流率} - \text{A 的出料流率} + \text{A 的生成速率} = 0$$

于是，

$$(F_{A0} - F_A) + r_A V = 0$$

式中　F_{A0}、F_A——进料和出料摩尔流率；

r_A——单位有机相体积的反应速率；

V——有机相体积。

整理物料衡算式，

$$-r_A = \frac{F_{A0} - F_A}{V} = \frac{W_{A0} - W_A}{MV}$$

式中 W_{A0}和 W_A 是质量流率，而 M 是 A 的相对分子质量。

反应的计量式如下：

$$C_6H_5CH_3 + HNO_3 \xrightarrow{H_2SO_4,\ H_2O} C_6H_4(CH_3)(NO_2) + H_2O$$

因为反应涉及的每种组分均为 1mol，所以 r(甲苯) = $r(HNO_3)$ = $-r$(一硝基甲苯) = $-r(H_2O)$。

由题述给出的反应器数据，有机相体积为 0.33(0.635L) = 0.210L。于是，根据物料衡算，计算得反应速率为

组　分	r/[kg·mol/(h)(L)]	组　分	r/[kg·mol/(h)(L)]
甲苯	0.00331	一硝基甲苯	0.00310
HNO_3	0.00308	H_2O	0.00370

对这些数据进行平均给出平均反应速率：(0.00330 ± 0.00021)kg·mol/(h)(L)。对反应物(如甲苯)应在数字前加上负号。

相关计算。在本例中，在开始时曾指出传质对过程速率无限制作用。但是在一般情况中计算传质阻力对反应速率的影响是重要的。

例如，考虑在用蒸汽和氧的固定床反应器中多孔碳颗粒的汽化；反应速率可能既受外部膜传质的影响，又受孔扩散传质的影响。

其中前一种传质属于将气相主体与颗粒表面相分隔的静止膜。在定态条件下，至表面的传质速率由标准传质方程给出

$$W = k_m A_p C(Y_B - Y_S) = k_m A_P(C_B - C_S)$$

式中　W——传质速率，以单位时间单位固体重量传递的摩尔数为单位；

k_m——传质系数，以单位时间的长度为单位；

A_p——单位质量固体的外表面积；

Y_B——气相主体浓度，%(摩尔分数)；

Y_S——邻近表面的气相浓度，%(摩尔分数)；

C——总气体浓度，mol/L；

C_B——气相主体的组分浓度，mol/L；

C_S——邻近表面的组分浓度，mol/L。

传质系数 k_m 是热力学温度和速度的弱函数。总浓度 C 可由理想气体定律 $C = P/(RT)$ 近似计算，式中 P 是绝对压力，R 是气体常数，T 是热力学温度。

在固定床操作中，Satterfield[1]推荐以 Colburn 的 j 因子为基础的传质(和传热)系数关联式，j 因子定义如下：

$$j = \frac{k_m}{\rho^* V} Sc^{2/3}$$

式中 j——Colburn 的 j 因子，无因次；

k_m——传质系数，以单位时间、单位颗粒表面积的物质的量为单位；

ρ^*——摩尔密度，mol/L；

V——表观速度，以反应器空管为基准；

Sc——Schmidt 数，$\mu/\rho D$，无因次；

μ——粘度；

ρ——质量密度；

D——通过膜的扩散系数。

j 因子取决于外部的床层空隙率 ε 和 Reynold 数，$Re = D_P V\rho/\mu$，式中 D_P 是颗粒直径，j 因子与二者的关系为

$$\varepsilon j = \frac{0.357}{Re^{0.359}} \quad 3 \leqslant Re \leqslant 2000$$

适当的颗粒直径由下式求得

$$D_p = \frac{6V_{ex}}{S_{ex}}$$

式中 V_{ex}——颗粒体积；

S_{ex}——颗粒表面积。

外部传质降低了接近颗粒表面的气相反应物浓度，于是降低了总过程速率。于是，认为汽化是一级反应。那么在定态条件下，汽化速率等于传质速率。对无孔隙的固体，表面反应（其速率常数为 k^*）消耗扩散的反应物：

$$k^* C_S = k_m A_p (C_B - C_S)$$

求解的表面浓度为

$$C_S = \frac{k_m A_p C_B}{k^* + k_m A_p}$$

现在，过程速率由下式给出

$$-r_C = k^* C_S = \frac{k^* k_m A_p C_B}{k^* + k_m A_p}$$

所以，如果与 k^* 相比，传质速率常数 k_m 是很大的，则过程速率还原为 $-r_C = k^* C_B$；即真实动力学速率是直接根据主体浓度计算的。

接着，考虑孔扩散对反应速率的影响。气化反应主要发生在颗粒内部。除了对非常高的温度，反应物必须扩散进入微孔才能到达反应表面。颗粒内的平均反应速率可以利用效率因子 η 与以表面浓度为基准的速率相联系，效率因子定义为

$$\eta = \frac{r_{平均}}{r_{表面}}$$

效率因子是称为“Thiele 模数”的无因次数组的函数，Thiele 模数由孔内扩散系数、反应速率常数、孔的尺寸和外表面浓度决定。

形式各异的动力学模型的效率因子与一级反应的情况略有不同。对等温颗粒，一级反应的效率因子由下式计算

$$\eta = \frac{\tanh\phi}{\phi}$$

式中 ϕ 为 Thiele 模数，即

$$\phi = L_P\left(\frac{kC_S^{m-1}}{V_P D}\right)^{1/2}$$

式中 L_P——有效孔长，cm，$L_P = R/3$(对球形颗粒，R = 颗粒半径)；

k——反应速率常数；

C_S——外表面浓度，mol/cm^3；

m——反应级数(对一级反应等于 1)；

V_P——孔体积，cm^3/g；

D——扩散系数。

当多孔固体被用作催化剂或反应物时，在总速率方程中用 ηk^* 代替 k^*。因此，与无孔固体一样，该方程也适用于多孔固体。

当相对于表面反应扩散很快时，$\phi \to 0$，$\eta \to 1$，和 $r_{平均} = r_{表面}$。在这些条件下，所有孔面积均可利用及对反应有效。当相对于表面反应扩散很慢时，$\phi \to \infty$，反应只发生在颗粒外表面上；反应物不能渗透进入孔道。

在温度高于孔扩散会限制汽化速率的温度时，外部传质通常会变成控制因素。对小于 20 目的小颗粒，扩散限制通常是不重要的，因为这些颗粒单位体积具有大的表面积。面且，在流化床操作中由于固体颗粒处于运动状态传质系数较大。于是，在流化床操作中在低于约 900～1100℃的温度范围内传质限制决不会是重要的。但是，对固定床操作，对大颗粒传质可能是重要的。

5.7 催化剂的总表面积、活性表面积、孔隙率和平均孔径

由负载在 γ 氧化铝上的 10%(质量分数)的镍组成的催化剂用于促进催化甲烷化反应

$$CO + 3H_2 \longrightarrow CH_4 + H_2O$$

描述催化剂效果的重要性质是总表面积、金属镍的分散、孔体积和平均孔半径。利用在相关计算步骤中提供的实验数据，逐一确定这些性质。

【计算步骤】

1. 计算总表面积 不同氮气压力下物理吸附氮产生的催化剂质量增量是总表面积的函数，于是可作为其指示物。表 5.1 的前三列为在液氮的常压沸点下进行的实验中测得的吸附氮质量和对应的压力。

分析这些数据的最常用的方法是所谓 BET 方程。对多层吸附，该方程可写成如下形式

$$\frac{P}{W(P^* - P)} = \frac{1}{W_m C} + \frac{C-1}{CW_m}\frac{P}{P^*}$$

式中 W——在压力 P 下每克催化剂吸附的质量，

P^*——吸附物的蒸气压；

C——与吸附热有关的参数；

W_m——固体的单层覆盖质量。

最后说明的变量是目前案例中感兴趣的变量之一，因为它表示恰好覆盖所有催化剂表面，外表面和内表面时吸附氮的质量(因为该催化剂是高度多孔性的，大部分表面积是在固体内部的孔壁)。

现在，根据方程的形式，以 $P/[W(P^*-P)]$ 对 P/P^* 进行标绘应得到一直线。令 S 和 I 分别代表直线的斜率 $(C-1)/(CW_m)$ 和截距 $1/(W_mC)$。然后，通过代数运算得 $W_m=1/(S+I)$。因为实验是在常压沸点下进行的，P^* 基本上为 760mmHg(101.3kPa)。

$P/[W(P^*-P)]$ 和 P/P^* 的数值列于表 5.1 的第四和第五列。对所得的标绘(未作图)进行通常的最小二乘回归分析得到 $S=0.0377mg^{-1}$ 和 $I=4.05\times10^{-4}mg^{-1}$。因此，$W_m=26.26$mg 氮/g 催化剂。这等于 $0.02626/28=9.38\times10^{-4}$g·mol 氮。利用 Avogadro 数，这为 $9.38\times10^{-4}\times6.023\times10^{23}=5.65\times10^{20}$氮分子。最后，氮分子可认为具有表面积 $15.7\times10^{-20}m^2$。因此，催化剂的表面积(与单层氮亲密接触)可估计为 $5.65\times10^{20}\times15.7\times10^{-20}$，即大约 $89m^2/g$。

2. 估计镍的分散 氢离解吸附在镍上，但是它不会与催化剂载体相互作用，也不会显著吸附在镍的晶格上。因此，被催化剂吸附的氢的数量可作为镍负载在载体上时其分散程度的度量。

在高至大气压的几个压力下，吸附的氢证明为常数，为 0.256mg/g 催化剂，这提示暴露的镍活性中心已饱和。

表 5.1 典型催化剂的 BET 计算(例 5.7)

W/(mg/g)	P/mmHg	P/kPa	$\frac{P}{(P^*-P)W}\times10^3$	$P/P^*\times10^2$
13	6.25	0.83	0.637	0.82
17	15.6	2.08	1.233	2.05
20	25.0	3.33	1.700	3.29
22	34.4	4.59	2.155	4.53
25	56.3	7.50	3.200	7.41
28	84.4	11.2	4.462	11.11
32	163.0	21.7	8.532	21.45

注：令 $y=P/(P^*-P)W$，$X=P/P^*$，$y=Sx+I$。用最小二乘法。

$$D=(\Sigma x)^2-n\Sigma x^2 \qquad \Sigma x^2=0.06747$$
$$S=(\Sigma y\Sigma x-n\Sigma xy)/D \qquad \Sigma x=0.5066$$
$$I=(\Sigma x\Sigma xy-\Sigma y\Sigma x^2)/D \qquad n=7$$
$$\Sigma y=21.92\times10^{-3} \qquad S=0.037mg^{-1}$$
$$\Sigma xy=2.747\times10^{-3} \qquad I=4.05\times10^{-4}mg^{-1}$$

于是，每克催化剂吸附的氢原子数等于$(0.256\times10^{-3}g)(1/2mol/g)(2$ 原子/分子$)(6.023\times10^{23}$分子/mol$)=1.542\times10^{20}$原子。这也可看着表面镍原子的数量。现在，因为催化剂含 10%的镍，所以每克催化剂的镍原子总数等于$(0.1g)(1/58.71mol/g)(6.023\times10^{23}$原子/ mol$)=1.0259\times10^{21}$原子。因此，镍的分散度 = 表面镍原子数/总镍原子数 $=1.542\times10^{20}/(1.0259\times10^{21})=0.15$。于是仅有 15%的沉积镍被分散和能起催化作用。

3. 计算孔隙率和平均孔半径　颗粒的孔隙率可方便地用氦相对密度瓶和汞孔度计测定。在相对密度瓶中可测得固体骨架体积 V_S。骨架密度 ρ_S 可由样品质量 W_S 求得：

$$\rho_S = \frac{W}{V_S}$$

包括孔体积的样品总体积 V_A 可由常压下汞的置换体积测定，因为在此条件下汞不能进入孔道。那么表观密度 ρ_A 等于

$$\rho_A = \frac{W}{V_A}$$

而固体孔隙率 ε 由下式计算

$$\varepsilon = 1 - \rho_A/\rho_S$$

对本例中的催化剂，表观密度为 1.3kg/dm^3，而骨架密度为 3.0kg/dm^3。因此，孔隙率 $\varepsilon = 1 - 1.3/3 = 0.57$。

孔体积 V_p 等于孔隙率除以表观密度：$V_p = \varepsilon/\rho_A = 0.57/1.3 = 0.44\text{dm}^3/\text{kg}$。假定为均匀长度和半径的圆柱孔

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{n\pi R_p^2 L_p}{n2\pi R_p L_p}$$

式中　n——孔数；

A_p——孔表面积(在步骤 1 中计算)；

R_p——孔半径；

L_p——孔长度。

因此

$$R_p = \frac{2V_p}{A_p} = \frac{2 \times 0.44(\text{cm}^3/\text{g})}{89\text{m}^2/\text{g}} = 99 \times 10^{-10}\text{m}(99\text{Å})$$

5.8　搅拌釜反应器系统的大小确定和设计

计划在一个或二个(串联)连续流动搅拌釜式反应器中加工 3m^3/h 的反应混合物。反应为 A + 2B→C。在 50℃时动力学速率表达式如下

$$-r_A = k_1 C_A C_B/(1 + k_2 C_A)$$

式中 $k_1 = 0.1$ 和 $k_2 = 0.6$，浓度单位为 kg·mol/m^3，速率单位为 kg·mol/(m^3)(h)。

反应混合物相对密度恒定，为 1.2kg/dm^3。进料相对分子质量为 40。进料含 10%(摩尔分数)A、20%B 和 70%惰性溶剂 S。在反应温度下液体粘度为 0.8mPa·s(cP)。

确定为达到 A 的转化率 80%所需的反应器体积：1)单个反应器；2)二个同样大小的反应器串联。而如果连续流动搅拌釜式反应器的投资费用为 $200000(V/100)^{0.6}$(式中 V 为反应器体积，m^3)，设备寿命为 20 年，无残值，和动力费用为 3 美分/kW·h，确定哪种系统经济上更有利。假定除搅拌外，企业管理、人工和其它操作费用是恒定的。每年运转天数为 340 天。每个反应器装有挡板(挡板宽度为釜直径的 1/12)和搅拌叶轮，叶轮直径为釜直径的 1/3。搅拌叶轮为宽径比为 1/5 的六桨蜗轮。该搅拌叶轮位于离釜底 1/3 液深处。釜的液深与直径比为 1。

【计算步骤】

1. 对单个反应器推导必需的物料衡算方程，并求解其体积 对单个反应器，物料衡算设计方程为

$$V = \frac{F_{A,0} - F_A}{-r_A} = \frac{X}{-r_A}$$

式中 V 为反应器中物料体积，$F_{A,0}$是组分 A 的进口摩尔流率，F_A 是出口摩尔流率，而 X 是单位时间反应掉的 A 的摩尔数。显而易见 $F_A = (F_{A,0} - X)$，因为反应 1 mol A 消耗 2 mol B 和产生 1 mol C，并因为进口物流含 10%A 和 20%B，所以 $F_B = F_{B,0} - 2X = 2(F_{A,0} - X)$和 $F_C = X$。因为溶剂是惰性的，故 $F_S = F_{S,0}$。

现在有

$$-r_A = \frac{K_1 C_A C_B}{1 + K_2 C_A} = \frac{K_1 (F_A/v)(F_B/v)}{1 + K_2 (F_A/v)} = \frac{2K_1 (F_A/v)^2}{1 + K_2 (F_A/v)}$$

式中 v 为出口体积流率(等于进口体积流率，因为系统密度恒定)。

因为规定 A 的转化率为 80%，故 $X/F_{A,0} = 0.8$。以及因为总进口摩尔流率 $F_{T,0}$含 10% A，有

$$F_{A,0} = 0.1F_{T,0} = 0.1\left[\frac{3\text{m}^3}{h} \times \frac{1.2\text{kg}}{\text{dm}^3} \times \left(\frac{10\text{dm}}{\text{m}}\right)^3 \times \frac{1\text{kg} \cdot \text{mol}}{40\text{kg}}\right] = 9\text{kg} \cdot \text{mol/h}$$

因此，摩尔转化速率 $X = 0.8(9) = 7.2\text{kg}\cdot\text{mol/h}$。A 的出口浓度由下式给出

$$C_A = F_A/v = (F_{A,0} - X)/v = \frac{9 - 7.2}{3} \frac{(\text{kg} \cdot \text{mol/h})}{(\text{m}^3/\text{h})} = 0.600\text{kg} \cdot \text{mol/m}^3$$

于是出口条件下的反应速率为

$$-r_A = \frac{(2)(0.1)(0.6)^2}{1 + (0.6)(0.6)} = 0.053\text{kg} \cdot \text{mol}/(\text{m}^3)(\text{h})$$

最后，反应器体积为

$$V = X/(-r_A) = \frac{7.2\text{kg} \cdot \text{mol/h}}{0.053\text{kg} \cdot \text{mol}/(\text{m}^3)(\text{h})} = 136\text{m}^3(4803\text{ft}^3)$$

2. 导出二个反应器串联的方程，并求解其体积 对二个串联反应器，定义 X_1 和 X_2 分别为反应器 1 和 2 中单位时间反应的 A 的摩尔数。那么

$$V = X_1/(-r_{A1}) = X_2/(-r_{A2}) \quad \text{和} \quad X_1 + X_2 = 7.2\text{kg} \cdot \text{mol/h}$$

因此，

$$\frac{X_1}{7.2 - X_1} = \frac{-r_{A1}}{-r_{A2}}$$

利用物料衡算，

$$-r_{A1} = \frac{2K_1 (F_{A,0} - X_1)^2/v^2}{1 + K_2 (F_{A,0-X_1})/v} \quad \text{和} \quad -r_{A2} = \frac{2K_1 (F_{A,0} - X_1 - X_2)^2/v^2}{1 + K_2 (F_{A,0} - X_1 - X_2)/v}$$

现在，因为 $X_1 + X_2$ = 总转化率，故 $-r_{A2}$与单个反应器时的速率相同；因此 $-r_{A2} = 0.053\text{kg}\cdot\text{mol}/(\text{m}^3)(\text{h})$。因此，

$$\frac{0.053X_1}{7.2-X_1}=\frac{2K_1(F_{A,0}-X_1)^2/v^2}{1+K_2(F_{A,0}-X_1)/v}=\frac{0.022(9-X_1)^2}{1+0.2(9-X_1)}$$

此三次方程的求解(例如，用 Newton 法)给出 $X_1=5.44$。因此，每个反应器的体积如下：

$$V=\frac{X_2}{-r_{A2}}=\frac{7.2-X_1}{-r_{A2}}=\frac{1.76}{0.053}=33.2\text{m}^3(1173\text{ft}^3)$$

3. 进行经济分析，在一个和二个反应器系统间作出决定　需考虑的二项费用为投资折旧和搅拌动力费用。利用体积、无残值 20 年寿命和直线折旧法：

系　统	投资费用/$	年折旧费/$
单个反应器，136m³	240250	12026
二个反应器，每个 33.2m³	206415	10321

对常规混合，这种低粘度流体的 Pfaudler 搅拌指数(γ)为 2ft²/s³。大多数搅拌器设计成叶轮 Reynold 数为 1000 或更高。对指定的叶轮，在高 Reynold 数下功率数 ψ_n 为 0.6[2]。

需要的叶轮直径 D_i 可由已知数据计算。根据液层高度 H_L 等于釜直径 D_t

$$V=\frac{\pi D_t^2}{4}(D_t)\qquad D_i=1/3D_t$$

对二种情况，求得叶轮直径分别为 1.86m(6.10ft) 和 1.16m(3.81ft)。利用 Pfaudler 指数，对低粘度流体

$$3\gamma=\frac{4n^3D_i^2}{\pi}\psi_n\left(\frac{D_i}{D_t}\right)^2\frac{D_i}{H_L}$$

式中 n 是混合器每分钟转数。由此方程求解 n，并注意 $\gamma=2\text{ft}^2/\text{s}^3=0.186\text{m}^2/\text{s}^3$，混合器每分钟转数计算如下：

$$n=60\text{s/m}\left[\frac{3\gamma\pi}{4D_i^2\psi_n}\left(\frac{D_t}{D_i}\right)^3\right]^{1/3}=\frac{162.1}{(D_i)^{2/3}}\text{r/min}$$

代入叶轮直径(单位为 m)得到大釜转速为 107.2r/min 和每个小釜转速为 146.8r/min。Reynold 数

$$Re=\frac{nD_i^2\rho_L}{\mu_L}$$

对大釜为 9.27×10^6，而对小釜为 4.95×10^6，所以满足功率数为 0.6 的假定。

由功率数的定义

$$\psi_n=\frac{P}{\rho_L n^3D_i^5}$$

因此

$$P=\psi_n\rho_L n^3D_i^5(\text{kg})(\text{m}^5)/(\text{dm}^3)(\text{s}^3)$$

对二种情况，计算得大釜和小釜的功率消耗分别为 91417N·m/s 和 22150N·m/s(1W = 1N·m/s)。每年动力消耗对大釜为 745960kW·h 和对二个小釜为 351490kW·h。因此，年度费用比较如下：

系　统	折旧/$	动力/$	总费用/$
1釜	12026	22379	34405
2釜	10321	10845	21166

二釜系统的收益是每年$ 13239。

更详细的费用工程分析见第18章。而关于混合器的更详细讨论见第12章。

5.9 由活塞流反应器数据确定反应速率表达式

一长度为25cm、直径为1cm的活塞流反应器被用于苯脱氢均相反应动力学研究。化学计量方程如下：

反应1：　　$2C_6H_6 \rightleftharpoons C_{12}H_{10} + H_2$[$2Bz \rightleftharpoons Bi + H_2$]

反应2：　　$C_6H_6 + C_{12}H_{10} \rightleftharpoons C_{18}H_{14} + H_2$[$Bz + Bi \rightleftharpoons Tri + H_2$]

在760℃(1400°F)和101.325kPa(1atm)反应条件下，收集获得表5.2中的数据。用微分法求取760℃下生产联苯和三联苯的速率方程。

表5.2 苯脱氢动力学(例5.9)

停留时间		产物中的摩尔分数			
$\frac{(ft^3)(h)}{lb \cdot mol}$	$\frac{(dm^3)(h)}{kg \cdot mol}$	苯	联苯	三联苯	氢
0	0	1.0	0	0	0
0.01	0.129	0.941	0.0288	0.00051	0.0298
0.02	0.257	0.888	0.0534	0.00184	0.0571
0.06	0.772	0.724	0.1201	0.0119	0.1439
0.12	1.543	0.583	0.163	0.0302	0.224
0.22	2.829	0.477	0.179	0.0549	0.289
0.30	3.858	0.448	0.175	0.0673	0.310
∞	∞	0.413	0.157	0.091	0.339

【计算步骤】

1. 计算平衡常数　由表列数据，二反应的平衡常数可分别确定如下(见第4章)：

$$K_1 = \frac{a_{Bi}a_{H_2}}{a_{Bz}^2} \qquad K_2 = \frac{a_{Tri}a_{H_2}}{a_{Bz}a_{Bi}}$$

式中a_i是组分i的活度。例如，对标准态是101.325kPa和760℃的理想气体，组分联苯的活度是

$$a_{Bi} = \frac{\hat{f}_{Bi}}{f^{\circ}_{Bi}} = \frac{\hat{f}_{Bi}}{101.325} = \frac{\phi_{Bi}y_{Bi}P}{101.325}$$

式中f是逸度，ϕ是逸度系数，y是摩尔分数，而P是压力。假定气体是理想气体，$\phi_{Bi}=1$，所以$a_{Bi}=y_{Bi}$，而一般说来，$a_i=y_i$。

无限长停留时间时的摩尔分数可视为平衡摩尔分数。于是，由表中数据$K_1 = a_{Bi}a_{H_2}/a_{Bz}^2 =$

$0.157 \times 0.339/0.413^2 = 0.312$，和 $K_2 = a_{Tri}a_{H_2}/a_{Bz}a_{Bi} = 0.091 \times 0.339/(0.413 \times 0.157) = 0.476$。

2. 导出反应器物料衡算式　令 x = 每小时由反应 1 反应掉的苯的摩尔数，y = 每小时由反应 2 反应掉的苯的摩尔数，并令 $F_{i,0}$和 F_i 分别为进口流和出口流中每小时组分 i 的物质的量。然后，注意到在反应 1 中 1mol 苯对应 1/2mol 联苯和氢，

$$F_{Bz} = F_{Bz,0} - x - y$$

$$F_{Bi} = F_{Bi,0} + x/2 - y$$

$$F_{H_2} = F_{H_2,0} + x/2 + y$$

$$F_{Tri} = F_{Tri,0} + y$$

将这四个方程相加，并令下标 t 代表每小时的总摩尔数，

$$F_t = F_{t,0} = F_{Bz,0} \quad 和 \quad F_{Bi,0} = F_{H_2,0} = F_{Tri,0} = 0$$

现在，对活塞流反应器，定态条件下对一微元体的物料衡算方程如下：

(A 的输入流率) − (A 的输出流率) + (A 的生成速率) = 0

或

$$F_{A,0} - (F_{A,0} + dF_A) + r_A dV = 0$$

式中 r_A 是 A 的反应速率，V 是反应器体积。因此 $r_A = dF_A/dV$。在此案例中，$F_A = y_A F_{t,0}$；于是 $dF_A = F_{t,0}dy_A$，而物料衡算方程变为

$$r_A = F_{t,0}\frac{dy_A}{dV} = \frac{dy_A}{d(V/F_{t,0})}$$

式中 $V/F_{t,0}$是反应器的停留时间。于是反应速率是浓度对停留时间标绘的斜率。

3. 计算反应速率　对均相活塞流反应器，转化率是停留时间的函数。通过在固定体积的反应器中用恒定的进料组成完成一系列不同停留时间($V/F_{t,0}$)的实验，就能像使用一无限长反应器并沿反应器长度取样一样获得同样的浓度对停留时间的标绘。于是可用所得数据进行标绘给出连续的浓度对停留时间的标绘，并可根据物料衡算方程进行微分给出反应速率。与这些速率相对应的浓度也可从在计算速率的时间处的数据标绘获得。这种微分可通过在各种时间对浓度曲线图上作切线完成。

所给的浓度数据可用于由物料衡算表达式确定净反应速率。必须用化学计量关系对这些速率进行分析得到各个反应的速率。于是，对三联苯，

$$r_{Tri} = r_{Tri由反应2}$$

$$r_{Bi} = r_{Bi由反应1} + r_{Bi由反应2}$$

$$r_{Tri由反应2} = -r_{Bi由反应2}$$

因此，

$$r_{Bi由反应1} = r_{Bi} + r_{Tri由反应2}$$

三联苯和联苯的净反应速率可通过三联苯和联苯的摩尔分数对停留时间的标绘并作切线求得。这种标绘如图 5.4 所示，而表 5.3 列出了结果。

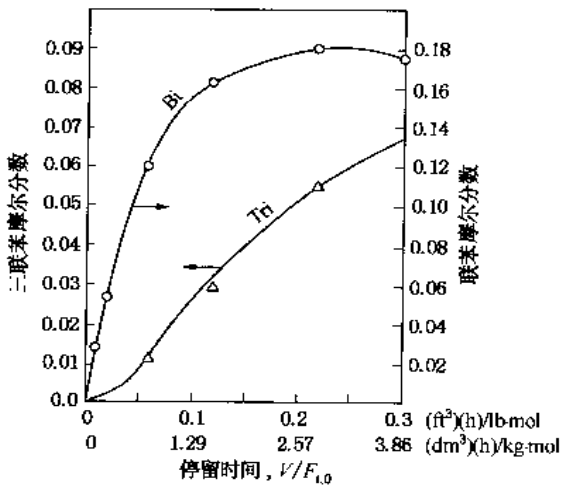


图 5.4　作为停留时间函数的出口组成(例 5.9)

表 5.3 三联苯和联苯的反应速率(例 5.9)

停留时间 $V/F_{t,0}$/[(dm³)(h)/(kg·mol)]	反应速率/[kg·mol/(dm³)(h)]		停留时间 $V/F_{t,0}$/[(dm³)(h)/(kg·mol)]	反应速率/[kg·mol/(dm³)(h)]	
	r_{Tri}	$r_{Bi(由反应1)}$		r_{Tri}	$r_{Bi(由反应1)}$
0.129	0.00715	0.2148	1.543	0.02183	0.0467
0.257	0.01166	0.1893	2.829	0.01361	0.0194
0.772	0.02916	0.1322			

作为初次猜测，假设这些反应均为基元反应。然后令 P_t 为总压，k_i 为反应 i[1] 的速率常数，需要的二个方程是

$$r_{Bi由反应1} = k_1 P_t^2 (y_{Bz}^2 - y_{H_2} y_{Bi}/K_1)$$

和

$$r_{Tri由反应2} = k_2 P_t^2 (y_{Bz} y_{Bi} - y_{Tri} y_{H_2}/K_2)$$

为了确定 k_1 和 k_2，并校核假设的适用性，将 $r_{Bi由反应1}$ 对 $(y_{Bz}^2 - y_{H2} y_{Bi}/K_1)$ 和 r_{Tri}(等于 $r_{Tri由反应2}$)对 $(y_{Bz} y_{Bi} - y_{Tri} y_{H_2}/K_2)$ 分别进行标绘。看这二条线是否确实为直线，并确定其斜率(见图 5.5)。定义斜率为 $k_i^* = k_i P_t^2$。那么，$k_1 = k_1^* = 0.2496$(通过测量斜率)，和 $k_2 = k_2^* = 0.3079$。

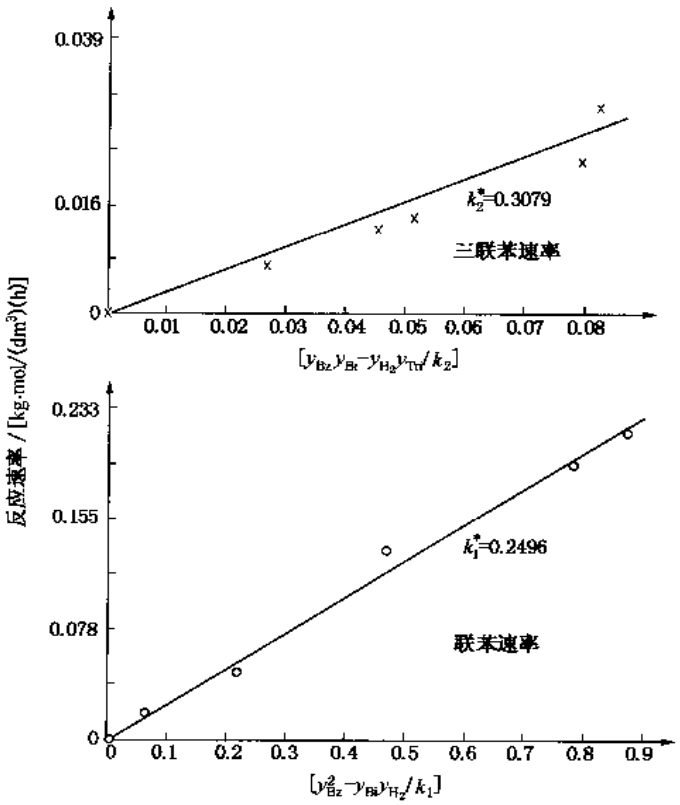


图 5.5 联苯和三联苯的速率标绘(例 5.9)

[1] 原文误排为反应 1，译者注。

代入反应速率常数和平衡常数的数值，那么，

$$r_{\text{Bi由反应1}} = 0.2496(y_{\text{Bz}}^2 - y_{\text{H}_2} y_{\text{Bi}}/0.312)$$

和

$$r_{\text{Tri由反应2}} = 0.3079(y_{\text{Bz}} y_{\text{Bi}} - y_{\text{Tri}} y_{\text{H}_2}/0.476)$$

相关计算　对间歇反应器，物料衡算是组分 A 的累积速率 = 组分 A 的生成速率，或 $dN_A/dt = r_A$，式中 N 是时间 t 时的摩尔数，而 r 是反应速率(例如，这可能是对反应器中的单位催化剂质量而言的，在这种情况中反应速率必须乘以存在的这种单位的数量)。任一时刻的速率可由 N_A 对停留时间的标绘并测量其斜率求得，但这种方法可能导致严重的误差。一种更好的方法是采用台劳级数内插公式(详情见数学手册)。

5.10　反应－分离过程：最优循环选择方案和最小要求选择性

一氯癸烷(MCD)由癸烷(DEC)和氯气经下列反应制备

$$\underset{\text{DEC}}{C_{10}H_{22}} + \underset{\text{氯}}{Cl_2} \longrightarrow \underset{\text{MCD}}{C_{10}H_{21}Cl} + \underset{\text{氯化氢}}{HCl}$$

还会发生生成二氯癸烷(DCD)的副反应

$$\underset{\text{MCD}}{C_{10}H_{21}Cl} + \underset{\text{氯}}{Cl_2} \longrightarrow \underset{\text{DCD}}{C_{10}H_{20}Cl_2} + \underset{\text{氯化氢}}{HCl}$$

副产物 DCD 对本项目是不需要的。氯化氢则可出售给邻近工厂。假定在此生产工序中所有分离均可用精馏完成。常压沸点已在下面的数据表中给出。

(1) 通过假定不同的原料转化率和不同的反应物过量比决定本过程的可供选择的循环结构。

(2) 哪种结构在抑制副反应方面是最有效的？

(3) 对有盈利的操作必须达到的最低癸烷选择性是多少？有关物料的价格和相对分子质量列于下表。

物　料	相对分子质量	常压沸点/K	价格/($/kg)
氯化氢	36	188	0.35
氯	71	239	0.21
癸烷	142	447	0.27
一氯癸烷	176	488	0.45
二氯癸烷	211	514	0

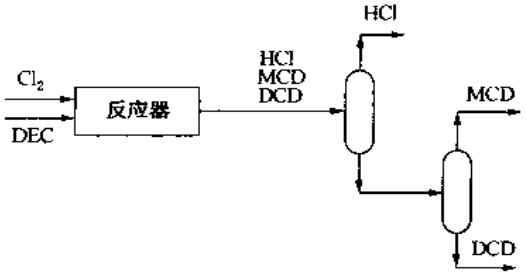
【计算步骤】

1. 扼要叙述并评价可行的供选择的循环结构　有四种可能的安排可供考虑：

Ⅰ. 二种原料完全转化。图Ⅰ表示最理想的安排：癸烷和氯在反应器中完全转化。在反应器出口物流中不含反应物意味着不需循环。

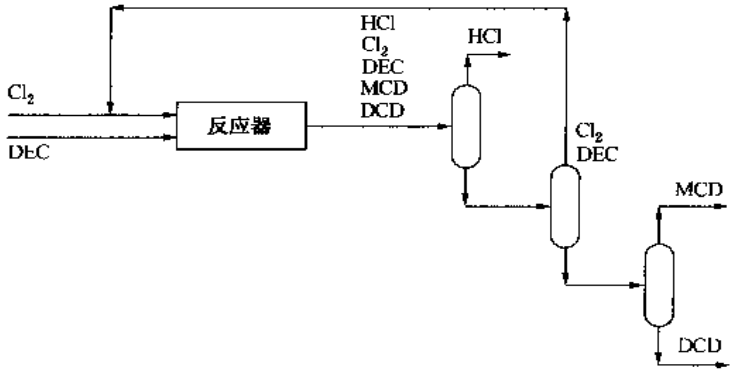
虽然图Ⅰ所示的流程图非常有吸引力，但它是不实际的。这需要仔细控制癸烷和氯的化学计量比，还要同时考虑主反应和副反应的要求。即使能够精确平衡二种反应物，过程条件的微小扰动也会造成癸烷或氯过量，那么就会有反应物出现在出口物流中。如果反应物组分出现在图Ⅰ流程中反应器的出口物流中，流程中没有分离器处理存在的反应物，也无法循环利用未反应的反应物。

还有，虽然没有该反应的选择性数据，但可预期选择性损失将随转化率增加而增加。完全转化往往会造成不能接受的选择性损失。最后，为达到完全转化所需的反应器体积可能也是非常大的。



图Ⅰ

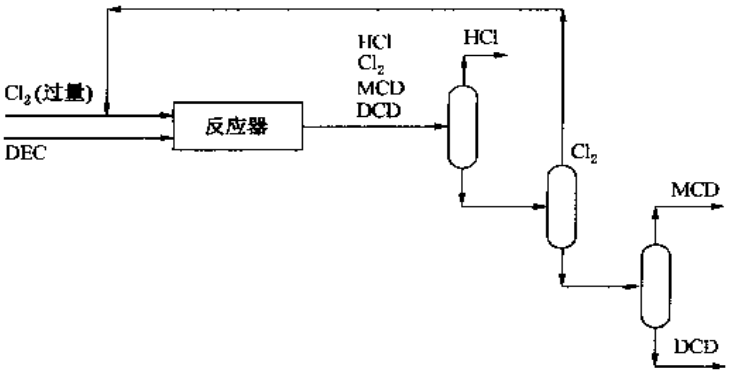
Ⅱ．二种原料均不完全转化。如果完全转化是不实际的，那么让我们考虑不完全转化。这如图Ⅱ所示。但是，在这种情况中，反应器出口物流中所有组分均存在，将需要一额外的分离器和一股循环物流。于是，和完全转化相比，流程的复杂性将有所增加。



图Ⅱ

注意不要试图分离氯和癸烷，因为在循环返回反应器后它们将重新混合。

Ⅲ．氯过量。反应器中使用过量氯可迫使癸烷有效地完全转化(见图Ⅲ)。现在在反



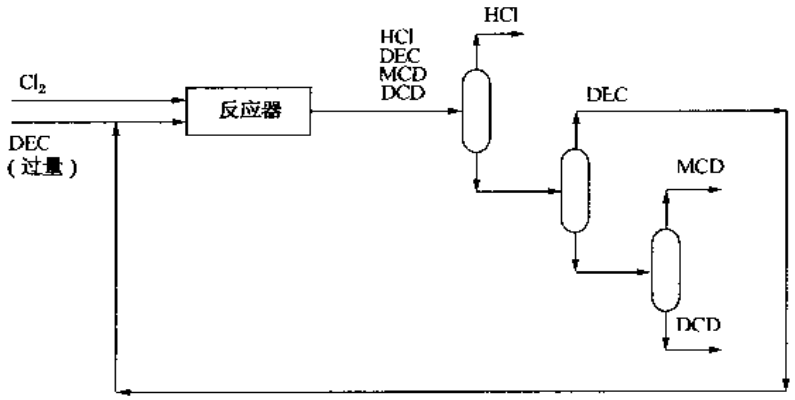
图Ⅲ

应器出口物流中实际上将不存在癸烷，仍需要三个分离器和一股循环物流。

实际上，在反应器出口物流中可能存在微量癸烷。但这将不成为问题，因为可将它与未反应的氯一起循环或留在产物一氯癸烷中(只要能满足产品的规格)。

在目前阶段，氯过量多少对图Ⅲ流程是可行的还不能规定。要确定过量比需要有关反应化学的实验工作。但过量比的大小并不能改变其基本结构。

Ⅳ. 癸烷过量。反应器中使用过量癸烷可迫使氯有效地完全转化(见图Ⅳ)。现在在反应器出口物流中实际上将不存在氯。仍需要三个分离器和一股未反应物料的循环。



图Ⅳ

实际上，在反应器出口物流中同样可能存在微量氯。这可与未反应的癸烷一起循环回反应器或留在氯化氢副产物中(只要能满足副产品的规格)。

在目前阶段还不能说为使图Ⅳ的流程可行精确的癸烷过量比为多少。这必须通过实验确定，但过量比的大小不会改变其基本结构。

需选择一种流程以抑制副反应(即给出较低的选择性损失)。副反应可通过使反应器中缺乏一氯癸烷或氯而被抑制。因为反应器被设计来生产一氯癸烷，所以缺乏一氯癸烷的选择是不可行的。但采用癸烷过量是可行的。

提出的四种流程选择中的最后一种，以反应器中癸烷过量为特征，因此成为首选的流程(见图Ⅳ)。

2. 确定有盈利操作所要求的最小癸烷选择性　选择性 S 被定义为

$$S = \frac{\text{反应器中生成的 MCD}}{\text{反应器中消耗的 DEC}} \times \text{化学计量因子}$$

关于选择性的更详尽讨论见本书第 4 章。

在本案例中，化学计量因子是 1。这是由消耗的 DEC 得到的 MCD 的度量标准。为了评价选择性损失，主反应生成的 MCD 分为变成最终产物的部分和变成副产物的部分。于是，反应的化学计量方程为

$$C_{10}H_{22} + Cl_2 \longrightarrow SC_{10}H_{12}Cl + (1-S)C_{10}H_{21}Cl + HCl$$

和对副反应的化学计量方程为

$$(1-S)C_{10}H_{21}Cl + (1-S)Cl_2 \longrightarrow (1-S)C_{10}H_{20}Cl_2 + (1-S)HCl$$

二反应的化学计量方程相加给出总计量方程

$$C_{10}H_{22} + (2-S)Cl_2 \longrightarrow SC_{10}H_{21}Cl + (1-S)C_{10}H_{20}Cl_2 + (2-S)HCl$$

仅考虑原材料费用，过程的经济潜力(EP)被定义为

$$EP = \text{产物价值} - \text{原材料费用}$$
$$= [176 \times S \times 0.45 + 36 \times (2-S) \times 0.35] - [142 \times 1 \times 0.27 + 71 \times (2-S) \times 0.21]$$
$$= 79.2S - 2.3(2-S) - 38.34(\$\ \text{kmol}^{-1}\ \text{反应的癸烷})$$

当经济潜力刚好为零时给出能接受的最小选择性：

$$0 = 79.2S - 2.31(2-S) - 38.34$$
$$S = 0.53$$

换言之，为使过程经济上有利可图，至少53%的癸烷反应生成一氯癸烷而不是二氯癸烷。这一数字假定氯化氢销售给邻近生产工序。如果不是这种情况，会导致氯化氢毫无价值。假定不需现成为废物的氯化氢的处理费用，最小经济潜力由下式给出

$$0 = (176 \times S \times 0.45) - [142 \times 1 \times 0.27 + 71 \times (2-S) \times 0.21]$$
$$= 79.2S - 14.91(2-S) - 38.34$$
$$S = 0.72$$

现在过程必须至少转化72%癸烷为一氯癸烷。

如果氯化氢无法销售，必须以某种方法进行处理。作为一种可供选择的方案，可通过反应将它转化为氯

$$2HCl + \frac{1}{2}O_2 \rightleftharpoons Cl_2 + H_2O$$

然后循环返回MCD反应器。现在总化学计量关系改变了，因为原作为副产物生成的$(2-S)$mol的HCl现被循环返回代替新鲜的氯原料：

$$(2-S)HCl + \frac{1}{4}(2-S)O_2 \longrightarrow \frac{1}{2}(2-S)Cl_2 + \frac{1}{2}(2-S)H_2O$$

总反应现变为

$$C_{10}H_{22} + \frac{1}{2}(2-S)Cl_2 + \frac{1}{4}(2-S)O_2 \longrightarrow SC_{10}H_{21}Cl + (1-S)C_{10}H_{20}Cl_2 + \frac{1}{2}(2-S)H_2O$$

经济潜力现由下式计算

$$0 = (176 \times S \times 0.45) - [142 \times 1 \times 0.27 + 71 \times \frac{1}{2}(2-S) \times 0.21]$$
$$= 79.2S - 7.455(2-S) - 38.34$$
$$S = 0.61$$

可接受的最小选择性现变为61%。

本例改编自Smith的 *Chemical Process Design*，McGraw-Hill。对循环物流的更详细的计算和讨论见本书第2章。

参 考 文 献

1 Satterfield, C., *Mass Transfer in Heterogenous Catalysis*, MIT Press(1970).

2 Barona, N., *Hydrocarbon Proc.*, 59(7), 1979.

3 Smith, *Chemical Process Design*, McGraw-Hill.

第 6 章　流体和固体的流动●

6.1　BERNOULLI 原理和连续性方程

在一管路系统中以流量 10ft³/s(0.28m³/s)输送乙醇。在系统的一特定横截面，截面 1 处，管径为 12in(0.30m)，压力为 18lb/in²(124kPa)，高度为 140ft(42.7m)。在下游的另一横截面，截面 2 处，管径为 8in(0.20m)，面高度为 106ft(32.3m)。如果二截面间由管道摩擦造成的压头损失 9ft(2.74m)，截面 2 处的压力为多少？假定乙醇相对密度是 0.79。

【计算步骤】

1. 计算各截面上的流速　利用连续性方程

$$Q = A_1 V_1 = A_2 V_2$$

式中 Q 为体积流量，A 为横截面积，V 为流速，下标表示截面 1 和 2。现在，$A = (\pi/4)d^2$，式中 d 为管径(内径)，所以 $A_1 = (\pi/4)(1\text{ft})^2 = 0.785\text{ft}^2$，和 $A_2 = (\pi/4)(8/12\text{ft})^2 = 0.349\text{ft}^2$；和 $Q = 10\text{ft}^3/\text{s}$。因此，$V_1 = 10/0.785 = 12.7\text{ft/s}$，和 $V_2 = 10/0.349 = 28.7\text{ft/s}$。

2. 计算截面 2 处的压力　利用 Bernoulli 原理，其一种形式可写为

$$\frac{V_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho} + z_1 = \frac{V_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho} + z_2 + H_L$$

式中 g 为重力加速度，32.2ft/s²；p 为压力；ρ 为密度；z 为高度；h_L 为二截面间的压头损失。在本例中，$\rho = 0.79(62.4\text{lb/ft}^3) = 49.3\text{lb/ft}^3$。重排 Bernoulli 方程，

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho} = \frac{V_1^2 - V_2^2}{2g} + z_1 - z_2 - h_L$$

或$(p_2 - p_1)/49.3 = (12.7^2 - 28.7^2)/64.4 + 140 - 106 - 9$，所以$(p_2 - p_1)$● $= 725.2\text{lb/ft}^2$，或 $725.2/144 = 5.0\text{lb/in}^2$。因此，$p_2 = 18 + 5 = 23\text{lb/in}^2(159\text{kPa})$。

6.2　流体的相对密度和粘度

一种油在 60°F(289K)时的相对密度为 0.8000，粘度为 200SSU(赛波特通用粘度计流出秒数)。确定这种油在 70°F(294K)时的 API 重度和波美重度，以及 1 加仑油重几磅。以厘泼表示的运动粘度为多少？以厘泊表示的绝对粘度又为多少？

【计算步骤】

1. 确定液体的 API 重度　对任何 60°F 的油，它相对于 60°F 水的相对密度 $S = 141.5/(131.5 + °\text{API})$；或$°\text{API} = (141.5 - 131.5S)/S$。对这种油，$°\text{API} = (141.5 - 131.5 \times 0.80)/0.80 = 45.4°\text{API}$。

● 例 6.10 取自 *Chemical Engineering* 杂志。所有其它例子取自 T.G.Hicks，*Standard Handbook of Engineering Calculation*，McGraw－Hill.

● 原文误排为$(p^2 - p^1)$，译者注。

2. 确定液体的波美重度 对任何比水轻的液体，$S = 140/(130 + °Be')$；或$°Be' = (140 - 130S)/S$。对这种油，$°Be' = (140 - 130 \times 0.80)/0.80 = 45°Be'$。

3. 计算每加仑液体的质量 利用相对密度 S，$1ft^3$ 油的质量等于(S)(60°F时 $1ft^3$ 淡水的质量) $= 0.80 \times 62.4 = 49.92lb/ft^3$。因为 1 加仑液体体积为 $0.13368ft^3$，每加仑油的质量为 $49.92 \times 0.13368 = 6.66lb/gal(800kg/m^3)$。

4. 计算液体的运动粘度 对任何粘度在 32 与 99SSU 之间的液体，运动粘度 $k = 0.226SSU - 195/SSUcSt$。对这种油，$k = 0.226 \times 200 - 195/200 = 44.225cSt$。

5. 将运动粘度转化为绝对粘度 对任何液体，绝对粘度(cP)等于(运动粘度，cSt)(相对密度)。于是，对这种油，绝对粘度 $= 44.225 \times 0.80 = 35.38cP$。

相关计算 对比水重的液体，$S = 145/(145 - °Be')$。当 SSU 粘度大于 100s 时，$k = 0.220SSU - 135/SSU$。这些关系式可用于对任何液体——盐水、汽油、原油、煤油、船用 C 级锅炉燃料油、柴油等。查阅 *Pipe Friction Manual*(管道摩擦阻力手册)和 King and Crocker – *Piping Handbook*(管道手册)可得有关各种液体的典型的粘度和相对密度的表格。

6.3 层流时管内的压力损失

300°F(442K)下相对密度为 0.850 的燃料油以流量 500gal/min($0.032m^3/s$)泵送通过 30000ft 长，直径为 24in 的管道。如果油的粘度为 75cP，压力损失是多少？

【计算步骤】

1. 确定流动类型 对管内液体，如果雷诺数 Re 小于 2000，流动为层流(也称为滞流)。如果雷诺数大于 4000，则为湍流。在这二个数值之间的区域，二种流动状态都可能存在，由管壁粗糙度、进口条件和其它因素确定。在确定管道尺寸时应避免流动处于这种临界区域，因为这会导致管道流量没有相应增加的条件下额外的压力损失。

由 $Re = 3.152G/(kd)$计算雷诺数，式中 G = 流量，gal/min；k = 液体的运动粘度，cSt，k = 粘度 zcP/液体相对密度 S；d = 管道内径，in。由管道性质表得 $d = 22.626in$。另有，$k = z/S = 75/0.85 = 88.2cSt$。那么，$Re = 3162 \times 500/(88.2 \times 22.626) = 792$。因为 $Re < 2000$，管内为层流。

2. 用 Poiseuille 方程计算压力损失 Poiseuille 方程给出压力降 $\rho_d lb/in^2 = 2.73 \times 10^{-4} luG/d^4$，式中 l = 管道总长，包括管件的当量长度，ft；u = 液体的绝对粘度，cP；G = 流量，gal/min；d = 管道内径，in。对本管 $\rho_d = 2.73 \times 10^{-4} \times 30000 \times 75 \times 500/262078 = 1.17lb/in^2$ (8.07kPa)。

相关计算 对任何管内液体层流均可采用本计算程序。表 6.1 提供了表示各种雷诺数计算方法的快速查阅。表 6.1 中的符号，按它们出现的次序为 D = 管道内径，ft；v = 液体速度，ft/s；ρ = 液体密度，lb/ft^3；μ = 液体的绝对粘度，lb 质量/ft·s；d = 管道内径，in。由管道性质表，$d = 22.626in$。还有 $k = z/S$ 液体流量，lb/h；B = 液体流量，bbl/h；k = 液体运动粘度，Cst；q = 液体流量 ft^3/s；Q = 液体流量 ft^3/min。利用表 6.1 可求得任何液体通过管道流动的雷诺数。

6.4 确定管内压力损失

在长 5000ft、直径 6in 的油管中以流量 500bbl/h($0.022m^3/s$)输送 65°F的煤油，在此温度

下煤油的相对密度是 0.813，计算压力降为多少？该管道计划用管壁厚度为 40 号的钢管。

表 6.1　雷诺数

雷诺数	分　子				分　母	
Re	系数	第一符号	第二符号	第三符号	第四符号	第五符号
Dvp/μ[①]	—	ft	ft/s	lb/ft^3	lb 质量/ft·s	—
$124dvp/z$	124	in	ft/s	lb/ft^3	cP	—
$50.7Qo/dz$	50.7	gal/min	lb/ft^3	—	in	cP
$6.32W/dz$	6.32	lb/h	—	—	in	cP
$35.5Bo/dz$	35.5	bbl/h	lb/ft^3	—	in	cP
$7742dv/k$	7742	in	ft/s	—	—	cP
$3162G/dk$	3162	gal/min	—	—	in	cP
$2214B/dk$	2214	bbl/h	—	—	in	cP
$22735qo/dz$	22735	ft^3/s	lb/ft^3	—	in	cP
$378.9Qo/dz$	378.9	ft^3/min	lb/ft^3	—	in	cP

① 原文误排为 Dvp/μ，译者注。

【计算步骤】

1. 确定油的动力粘度　利用图 6.1 和表 6.2 或水力学会的 *Pipe Friction Manual* 运动粘度和雷诺数图确定该液体的运动粘度。由表 6.2 中的煤油查得坐标 $X = 10.2$，$Y = 16.9$。利用这二个坐标在图 6.1 中查得 65°F时煤油的绝对粘度为 2.4cP。用例 6.2 中的方法，运动粘度(cSt) = 绝对粘度(cP)/液体相对密度 = 2.4/0.813 = 2.95cSt。此值与 *Pipe Friction Manual* 给出的数值相当一致。

表 6.2　液体粘度(图 6.1 用的坐标)

序号	液体	X	Y	序号	液体	X	Y
1	乙　醛	15.2	4.8	15	苯	12.5	10.9
	乙　酸				盐　水		
2	100%	12.1	14.2	16	$CaCl_2$,25%	6.6	15.9
3	70%	9.5	17.0	17	NaCl,25%	10.2	16.6
4	乙酸酐	12.7	12.8	18	溴	14.2	13.2
	丙　酮			19	溴甲苯	20.0	15.9
5	100%	14.5	7.2	20	乙酸丁酯	12.3	11.0
6	35%	7.9	15.0	21	丁　醇	8.6	17.2
7	烯丙醇	10.2	14.3	22	丁　酸	12.1	15.3
	氨			23	二氧化碳	11.6	0.3
8	100%	12.6	2.0	24	二硫化碳	16.1	7.5
9	26%	10.1	13.9	25	四氯化碳	12.7	13.1
10	乙酸戊酯	11.8	12.5	26	氯　苯	12.3	12.4
11	戊　醇	7.5	18.4	27	氯　仿	14.4	10.2
12	苯　胺	8.1	18.7	28	氯磺酸	11.2	18.1
13	苯甲醚	12.3	13.5		氯甲苯		
14	三氯化砷	13.9	14.5	29	邻　位	13.0	13.3

续表

序号	液体	X	Y	序号	液体	X	Y
30	间　位	13.3	12.5	70	90%	12.3	11.8
31	对　位	13.3	12.5	71	40%	7.8	15.5
32	甲酚,间位	2.5	20.8	72	乙酸甲酯	14.2	8.2
33	环己醇	2.9	24.3	73	氯甲烷	15.0	3.8
34	二溴乙烷	12.7	15.8	74	甲乙酮	13.9	8.6
35	二氯乙烷	13.2	12.2	75	萘	7.9	18.1
36	二氯甲烷	14.6	8.9		硝　酸		
37	草酸二乙酯	11.0	16.4	76	95%	12.8	13.8
38	草酸二甲酯	12.3	15.8	77	60%	10.8	17.0
39	联　苯	12.0	18.3	78	硝基苯	10.6	16.2
40	草酸二丙酯	10.3	17.7	79	硝基甲苯	11.0	17.0
41	乙酸乙酯	13.7	9.1	80	辛　烷	13.7	10.0
	乙　醇			81	辛　醇	6.6	21.1
42	100%	10.5	13.8	82	五氯乙烷	10.9	17.3
43	95%	9.8	14.3	83	戊　烷	14.9	5.2
44	40%	6.5	16.6	84	苯　酚	6.9	20.8
45	乙　苯	13.2	11.5	85	三溴化磷	13.8	16.7
46	溴乙烷	14.5	8.1	86	三氯化磷	16.2	10.9
47	氯乙烷	14.8	6.0	87	磷　酸	12.8	13.8
48	乙　醚	14.5	5.3	88	丙　醇	9.1	16.5
49	甲酸乙酯			89	溴丙烷	14.5	9.6
50	碘乙烷	14.7	10.3	90	氯丙烷	14.4	7.5
51	亚乙基二醇	6.0	23.6	91	碘丙烷	14.1	11.6
52	甲　酸	10.7	15.8	92	钠	16.4	13.9
53	氟里昂 11	14.4	9.0	93	氢氧化钠,50%	3.3	25.8
54	氟里昂 12	16.8	5.6	94	四氯化锡	13.5	12.8
55	氟里昂 21	15.7	7.5	95	二氧化硫	15.2	7.1
56	氟里昂 22	17.2	4.7		硫　酸		
57	氟里昂 13	12.5	11.4	96	110%	7.2	27.4
	丙三醇			97	98%	7.0	24.8
58	100%	2.0	30.0	98	60%	10.2	21.3
59	50%	6.9	19.6	99	磺酰氯	15.2	12.4
60	庚　烯	14.1	8.4	100	四氯乙烷	11.9	15.7
61	庚　烷	14.7	7.0	101	四氯乙烯	14.2	12.7
62	盐酸,31.5%	13.0	16.6	102	四氯化钛	14.4	12.3
63	异丁醇	7.1	18.0	103	甲　苯	13.7	10.4
64	异丁酸	12.2	14.4	104	三氯乙烯	14.8	10.5
65	异丙醇	8.2	16.0	105	松节油	11.5	14.9
66	煤　油	10.2	16.9	106	水	10.2	13.0
67	亚麻子油,粗	7.5	27.2		二甲苯		
68	汞	18.4	16.4	107	邻　位	13.5	12.1
	甲　醇			108	间　位	13.9	10.6
69	100%	12.4	10.5	109	对　位	13.9	10.9

2. 确定液体的雷诺数　雷诺数可由步骤 1 中提到的 *Pipe Friction Manual*(管道摩擦阻力手册)中的图求得，或由 $Re = 2214B/(dk)$计算，$Re = 2214 \times 500/(6.065 \times 2.95) = 61900$。

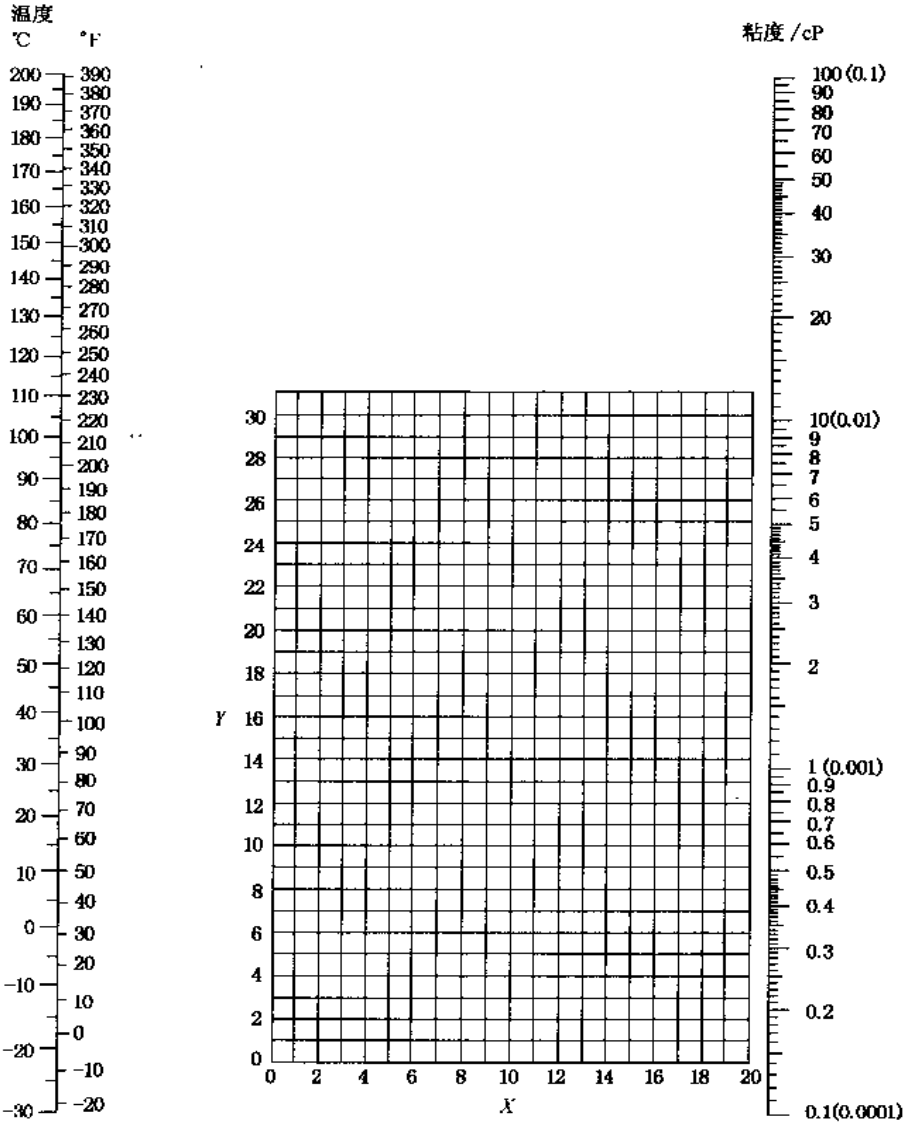


图 6.1　1atm(101.3kPa)下的液体粘度(坐标见表 6.2)

利用 *Pipe Friction Manual*(管道摩擦阻力手册)的图，通过将流量转化为 ft^3/s 计算管内液体速度。因为有换算因子 42gal/bbl 和 $1gal = 0.13368ft^3$，$1bbl = 42 \times 0.13368 = 5.6\ ft^3$。已知流量为 500bbl/h，相当于流量 $500 \times 5.6 = 2800ft^3/h$，或 $2800/(3600s/h) = 0.778ft^3/s$。因为 6in 管壁厚度为 40 号的钢管的内部横截面积为 $0.2006ft^2$，液体速度(ft/s)等于 $0.778/0.2006 = 3.88ft/s$。那么，乘积(速度，ft/s)(内径，in) $= 3.88 \times 6.065 = 23.75$。在 *Pipe Friction Manual*(管道摩擦阻力手册)中，由煤油相对密度曲线水平投射至 *vd* 乘积为 23.75 处，读得雷诺数为 61900，如同前面的计算。一般说来，雷诺数用表 6.1 所给的适当关系式计算可较快求得，除非流速已知。

3. 确定此管的摩擦因子　由图 6.2 上雷诺数 61900 处，如表 6.3 所示投射到曲线 4。在

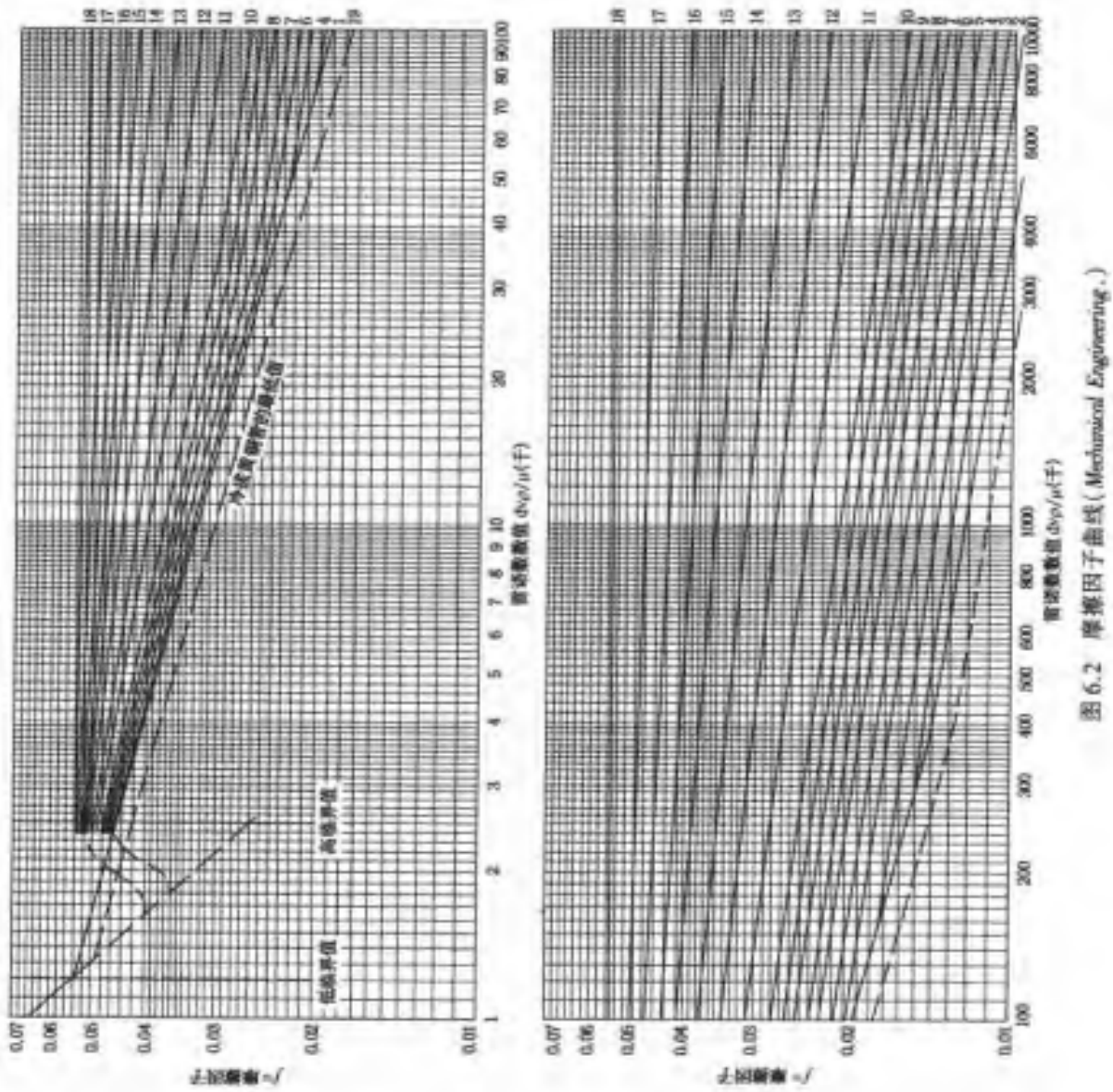


图 6.2 摩擦因子曲线(*Mechanical Engineering*.)

表 6.3　图 6.2 所用数据

百分粗糙度	查 f 值曲线编号	直径(冷拔管实际直径,标准质量管名义直径)											
		冷拔管、黄铜、锡、铅、玻璃		洁净钢管、可煅铸铁管		洁净、电镀管		最佳铸铁管		普通铸铁管		重铆接管螺旋铆接管	
		in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
0.2	1	0.35 以上	8.89 以上	72	1829	—	—	—	—	—	—	—	—
1.35	4	—	—	6 ~ 12	152 ~ 305	10 ~ 24	254 ~ 610	20 ~ 48	508 ~ 1219	42 ~ 96	1067 ~ 2438	84 ~ 204	2134 ~ 5182
2.1	5	—	—	4 ~ 5	102 ~ 127	6 ~ 8	152 ~ 203	12 ~ 16	305 ~ 406	24 ~ 36	610 ~ 914	48 ~ 72	1219 ~ 1829
3.0	6	—	—	2 ~ 3	51 ~ 76	3 ~ 5[①]	76 ~ 127	5 ~ 10	127 ~ 254	10 ~ 20	254 ~ 508	20 ~ 42	508 ~ 1067
3.8	7	—	—	1½	38	2½	64	3 ~ 4	76 ~ 102	6 ~ 8	152 ~ 203	16 ~ 18	406 ~ 457
4.8	8	—	—	1 ~ 1½	25 ~ 32	1½ ~ 2	38 ~ 51	2 ~ 2½	51 ~ 64	4 ~ 5	102 ~ 127	10 ~ 14	254 ~ 356
6.0	9	—	—	¾	19	1¼	32	1½	38	3	76	8	203
7.2	10	—	—	½	13	1	25	1¼	32	—	—	5	127
10.5	11	—	—	⅜	9.5	¾	19	1	35	—	—	4	102
14.5	12	—	—	¼	6.4	½	13	—	—	—	—	3	76
24.0	14	0.125	3.18	—	—	⅜	9.5	—	—	—	—	—	—
31.5	16	—	—	—	—	¼	6.4	—	—	—	—	—	—
37.5	18	0.0625	1.588	—	—	⅛	3.2	—	—	—	—	—	—

① 原文误排为 305,译者注。

左边读得摩擦因子为 0.0212。如果需要，也可使用 *Pipe Friction Manual*（管道摩擦阻力手册）中的摩擦因子图。

4. 计算管内压力损失 利用 Fanning 方程 $pd = 1.06 \times 10^{-4} fplB^2/d^5$。在此方程中，$\rho$ = 液体密度，lb/ft³。对煤油 ρ =（水的密度，lb/ft³）×（煤油的相对密度）= 62.4 × 0.813 = 50.6lb/ft³。那么，$p_d = 1.06 \times 10^{-4} \times 0.0212 \times 50.6 \times 5000 \times 500^2/8206 = 17.3$lb/in²(119kPa)。

相关计算 Fanning 方程为油管设计人员普遍使用，并可用几种方式表示：(1)用速度 v，ft/s，$p_d = 1.29 \times 10^{-3} fpv^2 l/d$；(2)用速度 V，ft/min，$p_d = 3.6 \times 10^{-7} fpV^2 l/d$；(3)用流量 G，gal/min，$p_d = 2.15 \times 10^{-4} fplG^2/d^2$；(4)用流量 W，$p_d = 3.36 \times 10^{-6} flW^2/(d^5\rho)$。

对任何液体——原油、煤油、苯、汽油、石脑油、燃料油、船用 C 级锅炉燃料油、柴油、甲苯等，均可使用本法。此处和 *Pipe Friction Manual*（管道摩擦阻力手册）中刊载的表和图可节省计算时间。

6.5 复杂串联管路的当量长度

图 6.3 所示为一复杂串联管路，由四段不同直径和长度的管道组成。假设不同直径的管道具有相同的摩擦系数，确定该管路的当量长度。

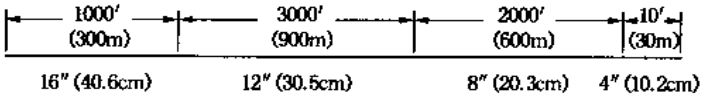


图 6.3 复杂串联管路

【计算步骤】

1. 选择表示当量长度的管径 分析复杂管路时通常的做法是以最小或次小直径的管道表示当量长度。选择直径 8in 的管道表示当量长度是合适的。

2. 求每段管道的当量长度 对所有管道具有相同摩擦系数的复杂串联管路 L_e（一段等直径管道的当量长度，ft）=（该管段的实际长度，ft）(用于表示当量长度的管段的内径，in/所考虑管段的内径，in)⁵。

对内径 16in 的管段，$L_e = 1000 \times (7.981/15000)^5 = 42.6$ft。接着计算 12 in 的管段；对该管段，$L_e = 3000 \times (7.981/12.000)^5 = 390$ft。对内径 8in 的管段，当量长度 = 实际长度 = 2000ft。对内径 4 in 的管段，$L_e = 10 \times (7.981/4.026)^5 = 306$ft。那么，8in 管道当量长度 = 当量长度之和 = 42.6 + 390 + 2000 + 306 = 2738.6ft，或圆整为 2740ft 内径 8in 的管道(835m 内径 0.2m 的管道)，其摩擦阻力将等于图 6.3 所示的复杂串联管路。计算实际的摩擦阻力可用前节计算步骤中提供的方法。

相关计算 这种通用计算方法适用于输送水、油、气、蒸汽等的任何复杂串联管路。流动方程的推导可参阅 King and Crocker—*Piping Handbook*（管道手册）。利用 King and Crocker 书中的表格可简化管道内径五次方的求取。

选择流量为 1000gal/min，并利用水力学会的 *Pipe Friction Manual*（管道摩擦阻力手册）提供的表格得到 8in 内径当量长度为 2770ft。这可满意地与前面计算的 2740ft 相比。30ft 的差别可忽略。

该当量长度由计算 1000gal/min 流量流过 16、12、8、4in 内径的四段管道的摩擦压头损失，再将它们相加求得，然后除以 1000gal/min 流量流过 8in 内径的管道的摩擦压头损失得到。需小心的是注意表示摩擦压头损失的单位，因为错误很容易因忽略单位而发生。

6.6 水力半径和管内的液体速度

流量为 1000gal/min(0.064m³/s)的水流过 10in 内径的铸铁主水管的流速为多少？充满水时该水管的水力半径为多少？当水深为 8in(0.203m) 时该水管的水力半径为多少？

【计算步骤】

1. 计算管内水的流速 对任何输送液体的管道，液体流速(ft/s)为 $v = (\text{gal/min})/(2.448d^2)$，式中 d 为管道内径，in。对本管道，$v = 1000/(2.448 \times 100) = 4.08\text{ft/s}$ 或 $60 \times 4.08 = 244.8\text{ft/min}$。

2. 计算满管的水力半径 对任何管道，水力半径为管道横截面积与浸润周边之比，或 $d/4$。对本管道，当充满液体时，水力半径 $= 10/4 = 2.5\text{in}$。

3. 计算管道部分充满时的水力半径 利用 King and Brater 的 *Handbook of Hydraulics*（流体力学手册)中的水力半径表格，或根据管道的几何特征如步骤 2 计算浸润周边。利用 King and Brater 的表格，水力半径 $= Fd$，式中 F = 液体深度(in)/管道直径(in)比值 $= 8/10 = 0.8$ 的表格因子。对此比值，$F = 0.304$。那么，水力半径 $= 0.304 \times 10 = 3.04\text{in}$。

6.7 各种材料水管内的摩擦压头损失

确定当冷水流量为 2000gal/min(0.126m³/s)时，流过长度为 2500ft、直径为 10in 的洁净新沥青浸涂铸铁管的摩擦压头损失。20 年后摩擦压头损失将为多少？采用 Hazen-Williams 公式和 Manning 公式，并对结果进行比较。

【计算步骤】

1. 用 Hazen – Williams 公式计算摩擦压头损失 Hazen-Williams 公式为 $h_f = [v/(1.318CR_h^{0.63})]^{1.85}$，式中 h_f 为 1ft 管道的摩擦压头损失，ft 水柱；v = 水的流速，ft/s；C = 取决于管道条件和种类的常数；R_h = 管道水力半径，ft。

对水管，$v = (\text{gal/min})/(2.448d^2)$；对本管道，$v = 2000/(2.448 \times 10^2) = 8.18\text{ft/s}$。由表 6.4 或 King and Crocker 的 *Piping Handbook*(管道手册)，对新管，$C = 120$；对 20 年的旧管，$C = 90$；对满流管道，$R_h = d/4 = 10/4 = 2.5\text{in}$ 或 $2.5/12 = 0.208\text{ft}$。那么，$h_f = [8.18/(1.38 \times 120 \times 0.208^{0.63})]^{1.85}$ = 每英尺管道 0.0263ft 水柱。对 2500ft 长的新管道，总摩擦压头损失 $= 2500 \times 0.0263 = 65.9\text{ft}(20.1\text{m})$水柱。

对 20 年的旧管采用相同的方程，除 $C = 90$ 外，h_f = 每英尺管道 0.0451ft 水柱。对 2500ft 管道，总摩擦压头损失 $= 2500 \times 0.0451 = 112.9\text{ft}(34.4\text{m})$水柱。于是 20 年内摩擦压头损失几乎增加一倍(由 65.9ft 增至 112.9ft)；这表明按将来的摩擦损失设计是明智的；否则泵送设备可能过载。

表 6.4 Hazen-Williams 公式中的 C 值

管道类型	C①	管道类型	C①
混凝土－石棉管	140	铸铁或可锻铸铁管	100
沥青涂层铁或钢管	140	焊接或无缝钢管	100
铜或黄铜管	130	混凝土管	100
铅、锡或玻璃管	130	波纹钢管	60
木板管	110		

① C 值通常用于设计。腐蚀材料制造的管道的 C 值随管道使用年龄的增加而减小；上表所给数值适用年龄为 15～20 年。例如，不同年龄的直径为 30in 或以上的铸铁管道的 C 值约为如下数值：新管，130；5 年旧管，120；10 年旧管，115；20 年旧管，100；30 年旧管，90；40 年旧管，80；50 年旧管，75。直径较小的管道的 C 值以更快速度降低。

表 6.5 闭合管路中的粗糙度系数(Manning 公式中的 n 值)

管道类型			Manning 公式中的 n 值	
			构造良好①	构造较好①
混凝土管			0.013	0.015
波纹钢管或弯头，$2\frac{2}{3}\times\frac{1}{2}$in 波纹、铆接：平坦			0.024	—
铺设管道内底：				
铺设圆周百分数	25	50		
流动深度：				
满流	0.021	0.018		
$0.8D$	0.021	0.016		
$0.6D$	0.019	0.013		
玻璃化粘土管			0.012	0.014
铸铁管，无涂层			0.013	—
钢管			0.011	—
砖管			0.014	0.017
整体式的混凝土：				
木模板，粗糙			0.015	0.017
木模板，光滑			0.012	0.014
钢模板			0.012	0.013
混凝土－橡胶砌壁：				
混凝土地板和顶部			0.017	0.022
天然地板			0.019	0.025
层压处理木材			0.015	0.017
玻璃化粘土衬板			0.015	—

① 对质量差的构造采用较大的 n 值。

2. 用 Manning 公式计算摩擦压头损失 Manning 公式为，$h_f = n^2v^2/(2.208R_h^{4/3})$，式中 n = 取决于条件和管道种类的常数；其它符号同前。

由表 6.5 或 King and Crocker 的 *Piping Handbook*(管道手册)，对新涂层铸铁管，采用 n = 0.011，$h_f = 0.011^2 \times 8.18^2/(2.208 \times 0.208^{3/4})$ = 每英尺管道 0.0295ft 水柱。对 2500ft 长的新管道，总摩擦压头损失 = 2500 × 0.0295 = 73.8ft(22.5m)水柱，与之相比 Hazen-Williams 公式计算的为 65.9ft 水柱。

对较好条件的涂层铸铁管，$n = 0.013$，和 $h_f = 0.0411$ft 水柱。对 2500ft 长的管道，总摩

擦压头损失 = 2500 × 0.0411 = 102.8ft(31.4m)水柱，与之相比 Hazen-Williams 公式计算的为 112.9ft 水柱。于是，Manning 公式给出的结果与 Hazen – Williams 公式相比，在一种情况下较高，在另一种情况下较低。但是，在二种情况中，差别都不过大；(73.8 – 65.9)/65.9 = 0.12，或高 12%，和(112.9 – 102.8)/102.8 = 0.0983，或低 9.83%。二个差别均在管道摩擦压头计算期望的精度范围内。

相关计算　Hazen-Williams 公式和 Manning 公式被许多管道设计者在计算冷水管道的压力损失时普遍采用。为了简化计算，大多数设计者利用可在 King and Crocker 的 *Piping Handbook*(管道手册)和 King and Brater 的 *Handbook of Hydraulics*(流体力学手册)及类似出版物中查得的预先计算的表列解。在仓促的日常工作中，这些预先计算的解比与摩擦因子 f、雷诺数 Re 和粗糙度 – 直径比一起使用的比较复杂的 Darcy-Weisbach 方程更乐于被采用。

此处讲述的方法还可用于下水道、商业、工业或过程工厂的供水管线和所有类似应用中，在这些场合中温度在 33 ~ 90℉的冷水流过由铸铁、铆接钢材、焊接钢材、电镀铁、黄铜、玻璃、木板、混凝土、玻璃化粘土、普通粘土、波纹金属、未衬里岩石或涂珐琅钢材制造的管道。于是，这些方程中的任何一个与适当的常数相结合就能计算各种管道材料的摩擦压头损失。适当的常数由表 6.4 和表 6.5 及前文提及的参考书提供。对 Hazen-Williams 公式，常数 C 在 70 ~ 140 之间，而 Manning 公式的 n 从相当于 $C = 70$ 的 0.017 到相当于 $C = 140$ 的 0.010。由这些方程获得的数值已被令人满意的使用多年。

6.8　管道的相对输送能力

用 10in 内径管道表示的 24in 内径管道的当量蒸汽输送能力是多少？用 13.25in 内径管道表示的 23in 内径管道的当量水输送能力是多少？

【计算步骤】

1. 计算蒸气管道的相对输送能力　对蒸汽、空气或其它气体管道，一根内径 d_1(in)的大管道的输能力等于 N 根内径为 d_2(in)的小管道的输送能力，$N = \left(d_1^3\sqrt{d_2+3.6}\right)/\left(d_2^3+\sqrt{d_1+3.6}\right)$。对本管系，$N = (24^3+\sqrt{10}+3.6)/(10^3+\sqrt{24}+3.6) = 9.69$，约为 9.7。于是，一根内径 24in 的蒸汽管道的输送能力相当于 9.7 根内径为 10in 的管道。●

2. 计算水管道的相对输送能力　对水，$N = (d_2/d_1)^{2.5} = (23/13.25)^{2.5} = 3.97$。于是，一根内径 23in 的水管道的能输送的水量与 3.97 根内径为 13.25in 的管道相同。

相关计算　King and Crocker 的 *Piping Handbook*(管道手册)和某些管道目录包含各种尺寸管道相对输送能力的表格。大多数管道设计者使用这些表格。但是，此处提供的公式对表格未包括的范围及当表格不在手边时是有用的。

6.9　压缩空气和气体管道内的流率和压力损失

80℉(300K)和 150psia(1034kPa)的干空气以 500ft³/min(0.24m³/s)的流量从空气压缩机出口通过管壁厚度为 40 号的 4in 管道。以 lb/h 表示的流量和以 ft/s 表示的流速分别为多少？

● 此段中明显有错，一是符号式与数字式不一致，二是计算结果不对。似应为 $N = (d_1^3\sqrt{d_2+3.6})/(d_2^3\sqrt{d_1+3.6}) = (24^3\sqrt{10+3.6})/(10^3\sqrt{24+3.6}) = 9.7$，译者注。

如果管道的总当量长度为 500 ft，利用 Fanning 公式确定压力损失。

【计算步骤】

1. 确定管内空气或气体的密度 对空气或气体，$pV = MRT$，式中 p = 气体绝对压力，lb/ft^2；$V = M$ 磅气体的体积，ft^3；M = 气体质量，lb；R = 气体常数，ft·lb/(lb)(°F)；T = 气体热力学温度，R。对本例，采用 $1ft^3$ 空气，$M = pV/(RT) = 150 \times 144/[53.33 \times (80 + 459.7)] = 0.754lb/ft^3$。式中 R 数值取自表 6.6。

表 6.6 气体常数

气 体	R		临界速度方程的 C 值
	ft·lb/(lb)(°F)	J/(kg)(K)	
空 气	53.33	286.9	2870
氨	89.42	481.1	2080
二氧化碳	34.87	187.6	3330
一氧化碳	55.14	296.7	2820
乙 烷	50.82	273.4	
乙 烯	54.70	294.3	2480
氢	767.04	4126.9	750
硫化氢	44.79	240.9	
异丁烷	25.79	138.8	
甲 烷	96.18	517.5	2030
天然气	—	—	2070 ~ 2670
氮 气	55.13	296.6	2800
正丁烷	25.57	137.6	
氧 气	48.24	295.5	2990
丙 烷	34.13	183.6	
丙 烯	36.01	193.7	
二氧化硫	23.53	126.6	3870

2. 计算空气或气体的流量 对空气或气体，流量 W_h，lb/h = (60)(密度，lb/ft^3)(流量，ft^3/min)；或 $W_h = 60 \times 0.754 \times 500 = 22620lb/h$。

3. 计算管内空气或气体速度 对任何空气或气体管道，运动流体速度 v，ft/s = 183.4，$W_h/(3600d^2\rho)$，式中 d = 管道内径，in；ρ = 流体密度，lb/ft^3。对本系统，$v = 183.4 \times 22620/(3600 \times 4.026^2 \times 0.754) = 95.7ft/s$。

4. 计算空气或气体的雷诺数 由 King and Crocker 的 *Piping Handbook*(管道手册)，Perry 等的 *Chemical Engineer's Handbook*(化学工程师手册)或类似参考书获得 80°F时空气的粘度为 0.0186cP。然后利用表 6.1 中的雷诺数关系式，$Re = 6.32W/(dz) = 6.32 \times 22620/(4.026 \times 0.0186) = 1910000$。

5. 计算管内压力损失 利用图 6.2 或水力学会 的 *Pipe Friction Manual*(管道摩擦阻力手册)，得当雷诺数 = 1910000 时管壁厚度为 40 号的 4in 管道的 $f = 0.02$。然后利用例 6.4 中的 Fanning 公式 $p_d = 3.36(10^{-6})fW^2/(d^5\rho)$，或 $p_d = 3.36 \times 10^{-6} \times 0.02 \times 500 \times 22620^2/(4.026^5 \times 0.754) = 21.63lb/in^2(121kPa)$。

相关计算　利用本法可计算任何长度的压缩空气和气体管路的压力损失、速度和流量。能运用本法的气体包括氨、二氧化碳、一氧化碳、乙烷、乙烯、氢、硫化氢、异丁烷、甲烷、氮气、正丁烷、氧气、丙烷、丙烯和二氧化硫。

计算管内空气或气体速度的其它可供选择的关系式是 $v = 144W_s/(a\rho)$；$v = 183.4W_s/(d^2\rho)$；$v = 0.0509W_s v_g/d^2$，式中 W_s = 流量，lb/s；a = 管道的横截面积，in^2；v_g = 空气或气体在操作压力和温度下的比容，ft^3/lb。

6.10　液体流动过程中部分充满管道的计算

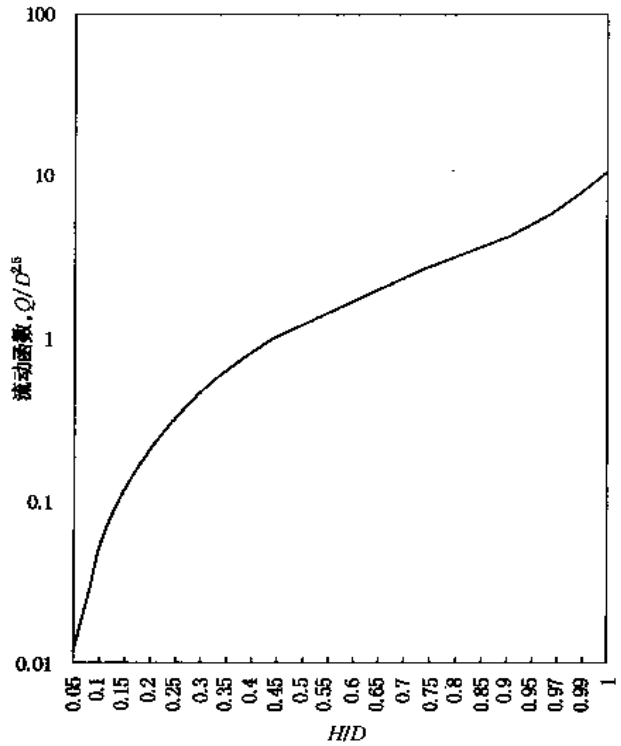
一段水平运行的 3in 管道处理流量为 40gal/min 的水。确定流动低于还是高于保持管道密封(充满液体)所需的最小流量。如果管道仅部分充满，确定管道中的液体高度、液体速度和充满部分的当量直径。

【计算步骤】

1. 计算使管道密封所需的最小流量，并将它与题述流量比较　利用方程 $Q = 10.2D^{2.5}$，式中 Q 为密封流动所需的最小液体流量，gal/min；而 D 为管道直径，in；于是 $Q = 10.2 \times 3^{2.5} = 159$gal/min。

因为现流量只有 40gal/min，所以管道未充满。

2. 确定管道中液体高度，H　首先，计算量 $Q/D^{2.5}$。此值等于 $40/3^{2.5}$，或 2.56。由下图纵坐标上之此值在横坐标上读得 $H/D = 0.7$。因此，$H = 0.7D = 0.7 \times 3 = 2.1$in。

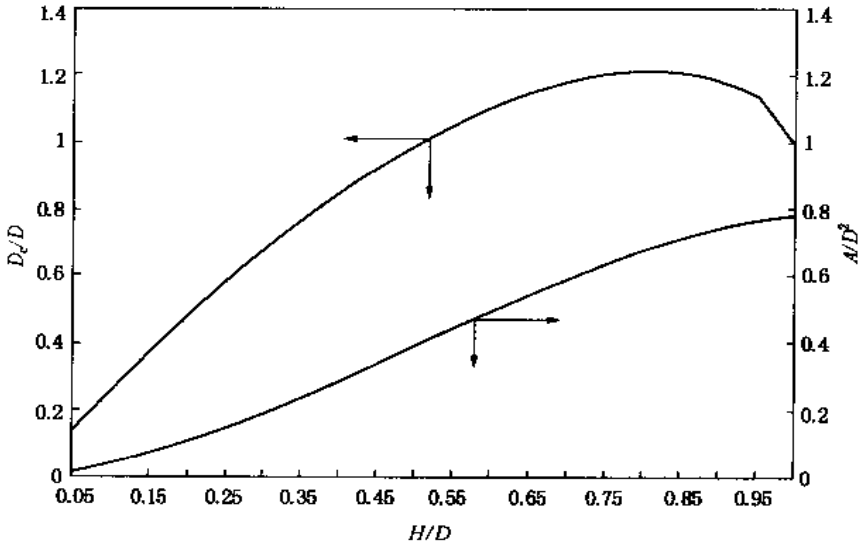


3. 确定流动横截面积 A　由下图横坐标上之 $H/D = 0.7$，沿右边纵坐标读得 A/D^2 约为 0.59。因此，$A = 0.59 \times 3^2 = 5.31in^2$，或 $0.0369ft^2$。

4. 计算流体流速 V 计算颇简单：

$$V = (40\text{gal/min})(1\text{ft}^3/7.48\text{gal})(1\text{min}/60\text{s})(1/0.0369\text{ft}^2) = 2.42\text{ft/s}$$

5. 确定流动的当量直径 D_e 由步骤 3 图横坐标上之 $H/D = 0.7$，沿左边纵坐标读得 D_e/D 约为 1.18。于是，$1.18 \times 3 = 3.54\text{in}$。



6.11 处理悬浮固体时管内的摩擦损失

在长 800ft、管壁厚度为 40 号的直径 6in 的管道内，当硫酸盐纸浆的流量为 400gal/min ($0.025\text{m}^3/\text{s}$)时，摩擦阻力损失为多少？硫酸盐纸浆的浓度为 6%。

【计算步骤】

1. 确定管内摩擦阻力损失 几乎没有计算输送含悬浮固体的液体的管内摩擦阻力损失的通用方程。因此，大多数从业工程师利用工程手册，如 *Cameron Hydraulic Data*(卡梅隆流体力学数据)，*Standards of the Hydraulic Institute*(流体力学学会标准)中能得到的摩擦阻力损失数据和泵送工程数据进行标绘。图 6.4 表示以缅因大学(University of Maine)对德国 Darmstadt 的技术学院的 Brecht 和 Heller 的数据(由 Goulds 泵公司发表)所做工作为基础的一组典型的摩擦阻力损失曲线。对常用的 2 ~ 36in 的管道有一系列类似的曲线。

由图 6.4 横坐标上管内流量 400gal/min 处垂直向上投射至浓度为 6%的曲线[1]。由交点水平投射至左边纵坐标读得每 100 ft 管道摩擦阻力损失为 60 ft 液柱。因为管道长 800 ft，所以总摩擦阻力损失为(800/100) × 60 = 480 ft(146m)流动液体高度。

2. 液体浓度校正摩擦阻力损失 摩擦阻力损失通常对一类典型液体标绘，可用校正因子确定类似而有所不同的液体的摩擦阻力损失。于是，用 Goulds 公司的图，对碳酸钠、硫酸盐、漂白用亚硫酸盐和回收纸浆，校正因子用 0.9。对研磨的木材，校正因子为 1.40。

[1] 原文如此，但图 6.4 中无浓度为 6%的曲线，译者注。

当纸浆浓度小于 1.5%，可用水的摩擦因子数值。当浓度小于 3%时，流速应不超过 10ft/s。对浓度为 3%及以上的悬浮液，管内最大流速限制为 8ft/s。

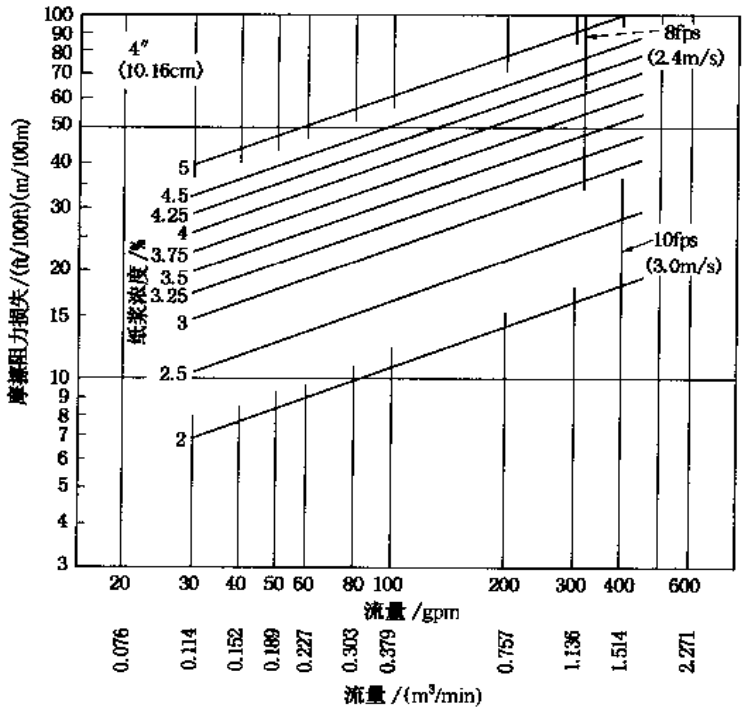


图 6.4　4in(0.10m)钢管内纸浆的摩擦阻力损失(Goulds 泵公司)

因为管内流动的液体是硫酸盐纸浆，采用校正因子 0.9，或实际总摩擦压头 = 0.9 × 480 = 432ft(132m)硫酸盐液体。注意图 6.4 表明液体流速小于 8ft/s。

相关计算　将本法用于碳酸钠、硫酸盐、漂白用亚硫酸盐和回收纸浆及研磨木材纸浆。所得数值对吸入管和排出管均有效。相同的通用算法可用于悬浮在液体中的沙混合物、污水、垃圾、淤泥、食物和其它淤浆。

6.12　确定蒸汽管路的压力损失

利用适当的压力损失图确定长 510ft 含二个 90°弯头、四个 45°弯头的 4 in 法兰连接钢管的压力损失。管壁厚度为 40 号的钢管输送流量为 13000lb/h(1.64kg/s)的 40psig、350°F 过热蒸汽。列出确定蒸汽管道压力损失的其它方法。

【计算步骤】

1. 确定管道的当量长度　管道的当量长度 L_e = (直管长度，ft) + (管件当量长度，ft)。利用流体力学学会、King and Crocker—*Piping Handbook*(管道手册)的数据，或图 6.5 求得一个 4in 90°弯头相当于 10ft 直管。类似地，一个 45°弯头的当量长度为 5ft 直管。代入前述关系并利用直管长度和每种管件的数量，$L_e = 510 + 2 \times 10 + 4 \times 5 = 550$ft 直管。

2. 利用适当的图计算压力损失　图 6.6 表示蒸汽管道的典型压力损失图。在图的左上角找到过热蒸汽温度 350°F，垂直向下投射到 40psig 过热蒸汽曲线与之相交。由交点向右水平投射直至图的边界。接着投射通过图 6.6 标尺 B 上的蒸汽流量 13000lb/h 至标尺 C。由此

点投射通过 6.6 标尺 D 上的 4in(101.6mm)壁厚编号为 40 的钢管。延长此线与压降标尺相交，并读得压力损失为每 100 ft(30.4m)管道 7.25 lb/in^2(5.kPa)。

因为该管路的当量长度为 550ft(167.6m)，所以管路的总压力损失为 550/(100×7.25)=39.785 lb/in^2● (274.9kPa)，约为 40 lb/in^2(275.8kPa)。

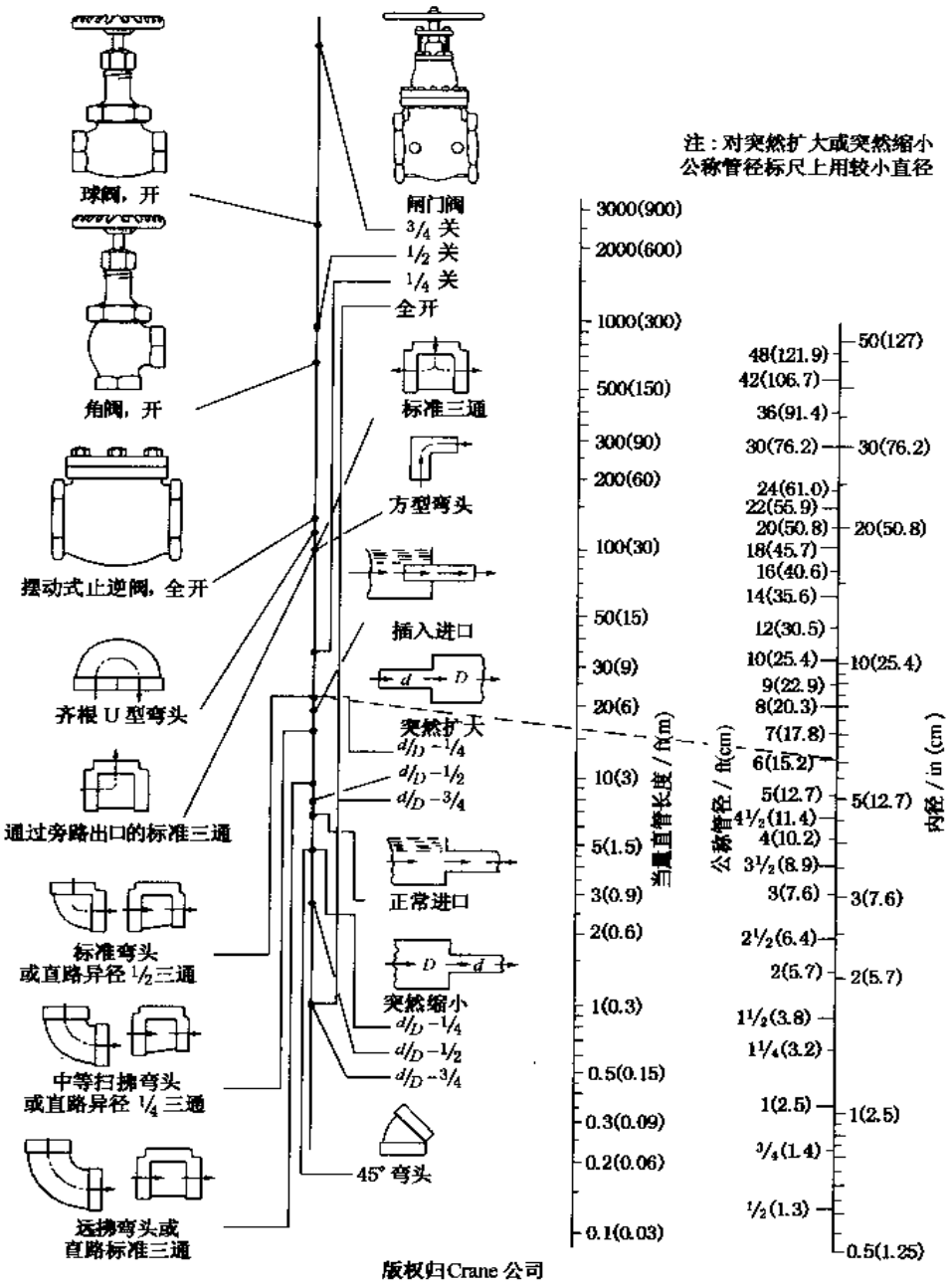


图 6.5 管件和阀门的当量长度(Crane 公司)

● 原文误排为 39.785 lb/m^2，译者注。

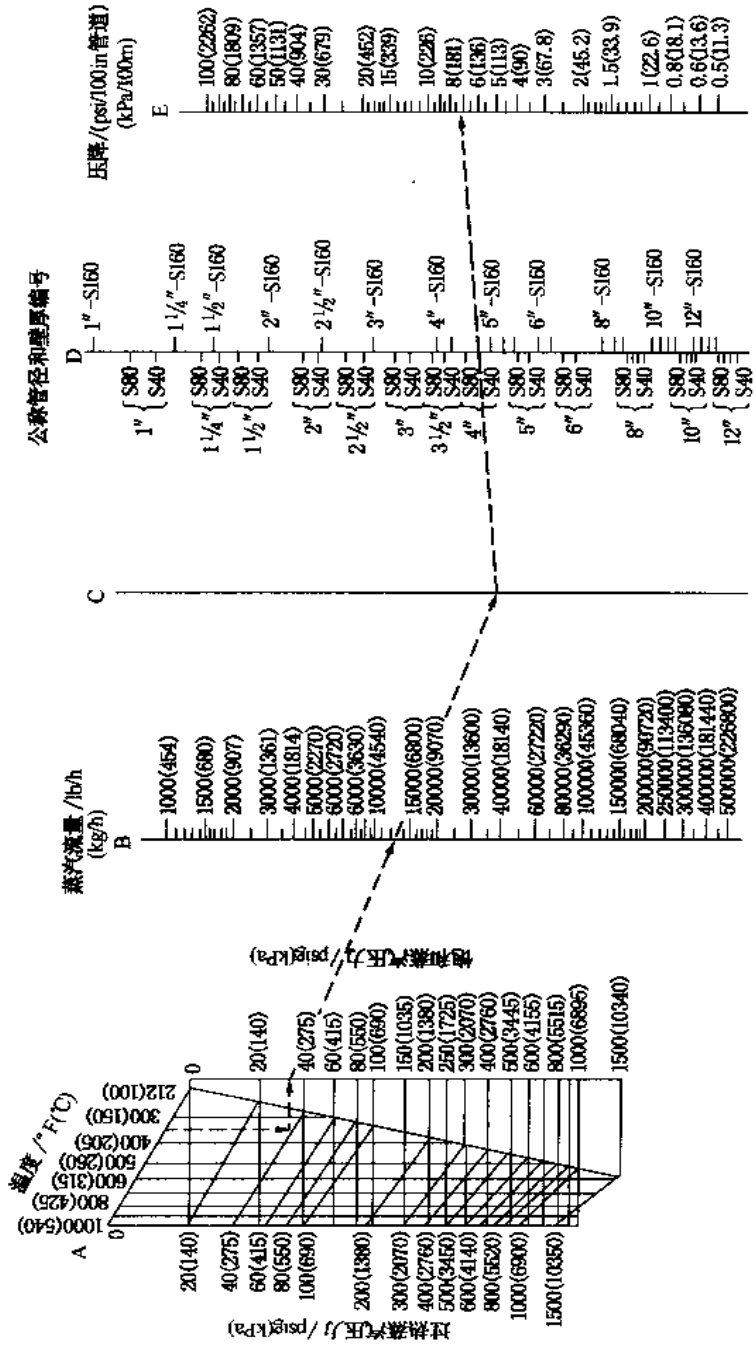


图 6.6　根据 Fritzche 公式的蒸汽管道压力损失(Power.)

3. 列出计算压力损失的其它方法 已经开发了许多计算蒸汽管道压力损失的方程。比较著名的方程有 Unwin 方程、Fritzche 方程、Spitz－glass 方程、Babcock 方程、Gutermuth 方程等。这些方程在 King and Crocker—*Piping Handbook*(管道手册)和由阀门和管道制造商发表的数据中作了详尽的讨论。

大多数管道设计者利用算图确定蒸汽管道的压力损失，因为算图能节省时间和简化计算。而且，对所有通常的设计实践，获得的精度已经足够。

图 6.7 为一普遍使用的确定给定管道内的蒸汽流量、管道尺寸、蒸汽压力或蒸汽流速的算图。利用该算图，设计者可确定上述四个变量中的任何一个，只要其它三个变量已知。在图 6.7 所示的算图上求解问题时，利用蒸汽流量线与管道尺寸线相交，以及蒸汽压力线与蒸汽流速线相交。下面是该图的二种典型应用。

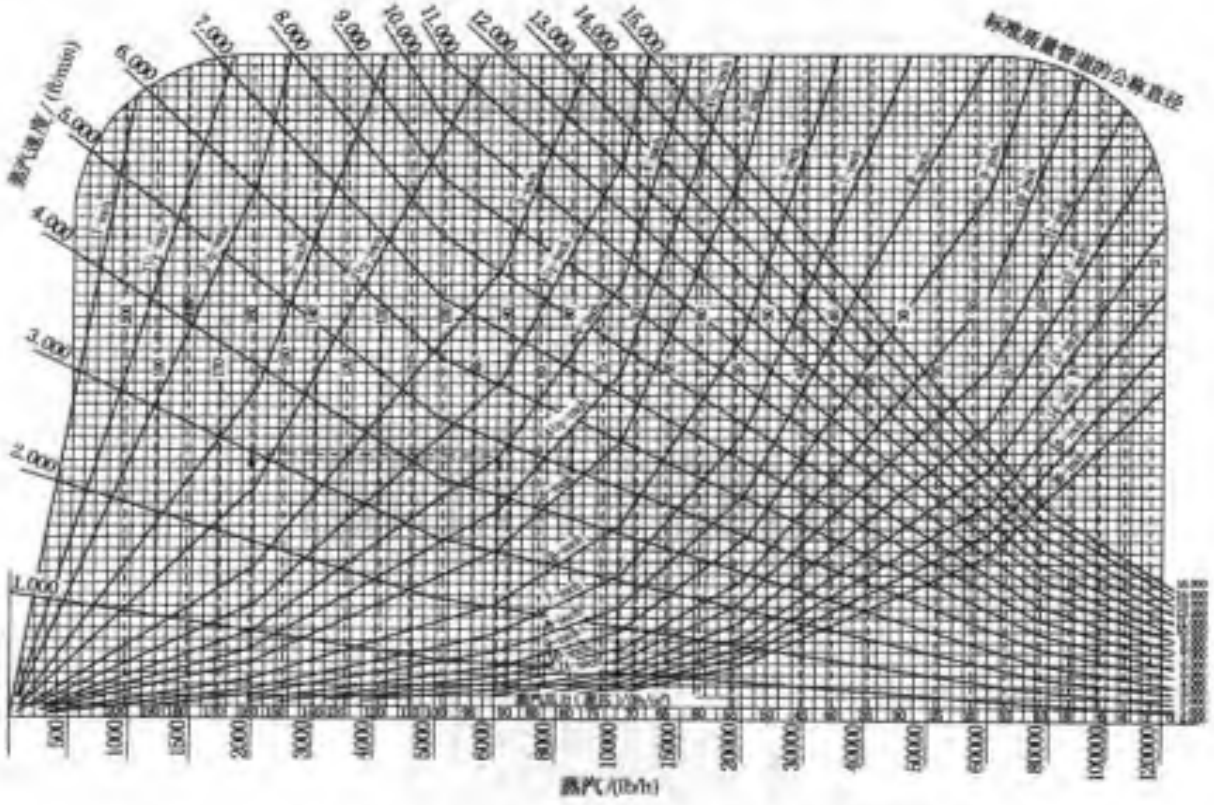


图 6.7 用于 40 号壁厚钢管中饱和蒸汽流动的 Spitzglass 算图

例：为以流速 5000ft/min(1524m/min)输送流量为 8000 lb/h(3600kg/h)的 120psig (827.3kPa)的蒸汽，所需管壁厚度为 40 号的钢管的直径为多少?

解：在图 6.7 左上角找到流速 5000ft/min，沿该流速线投射到 120psig 压力线与之相交。由该交点水平投射到 8000lb/h 的垂直线与之相交。在最接近管径曲线上读得最接近管径为 4in(101.6mm)。

例：在 6in(152.4mm)管径的管道中输送流量为 20000 lb/h(9000kg/h)的 85psig (586kPa)的蒸汽，蒸汽流速为多少?

解：在图 6.7 底部流量为 20000 lb/h 处，垂直向上投射到 6in(152.4mm)管径的曲线与之

相交。由该交点水平投射到 85psig (586kPa)的曲线。在交点读得流速为 7350 ft/min(2240.3m/min)。

表 6.7 列出了各种工业和商业应用的典型蒸汽流速。在确定蒸汽管道的尺寸时，可用这些数值作为指导。

表 6.7　用于管路设计的蒸汽流速

蒸汽状态	蒸汽压力		蒸汽用途	蒸汽流速	
	lb/in^2	kPa		ft/min	m/min
饱和	0 ~ 15	0 ~ 103.4	加热	4000 ~ 6000	1219.2 ~ 1828.8
饱和	50 ~ 150	344.7 ~ 1034.1	工艺	6000 ~ 10000	1828.8 ~ 3048.0
过热	200 及以上	1378.8 及以上	锅炉引导	10000 ~ 15000	3048.0 ~ 4572.0

6.13　适合过程应用的汽水分离器的选择

为下列五类设备● 选择汽水分离器：(1)蒸汽直接加热固体物料，如在高压灭菌器、干馏釜和消毒罐中；(2)蒸汽通过金属表面间接加热液体，如在被加热液体量已知和未知的换热器和蒸馏釜中；(3)蒸汽通过金属表面间接加热固体，如在采用圆筒或间隔的干燥器和滚筒压榨机中；(4)蒸汽通过金属表面间接加热空气，如在供暖机组、蛇管和散热器中。

【计算步骤】

1. 确定冷凝负荷　选择任何一类设备的汽水分离器的第一步是确定冷凝负荷。采用如下通用方法。

a. 高压灭菌器、干馏釜和消毒罐中的固体物料。当比热为 1.0 的 2000lb 固体物料在绝热的钢制干馏釜中从初始温度 60°F开始用 25psig 的蒸汽在 240°F下加热 15min 时会生成多少冷凝水？

对这类设备，利用 $C = WsP$，式中 C = 生成的冷凝水量，lb/h；W = 被加热物料的质量，lb；s = 比热，Btu/(lb)(°F)；P = 由表 6.8 查取的因子。于是，对本应用，$C = 2000 \times 1.0 \times 0.193 = 386$lb 冷凝水。注意 P 是根据温升 $240 - 60 = 180$°F和蒸汽压力 25psig 确定的。对该干馏釜，采用取自表 6.9 的钢的比热，$C = 4000 \times 0.12 \times 0.193 = 92.6$lb 冷凝水，近似为 93lb (41.9kg)。15 min 内生成的冷凝水总量 = 386 + 93 = 427lb (215.6kg)。1h 内生成的冷凝水总量为 $479 \times (60/15) = 1916$lb (862.2kg)。

表 6.8　求取冷凝负荷的因子 $P = (T - t)/L$

压　力		温　度		
psia	kPa	160°F(71.1℃)	180°F(82.2℃)	200°F(93.3℃)
20	137.8	0.170	0.192	0.213
25	172.4	0.172	0.193	0.214
30	206.8	0.172	0.194	0.215

● 原书实际只列出四类设备，译者注。

表 6.9 计算冷凝负荷时采用下列比热

固 体	Btu/(lb)(℉)	kJ/(kg)(℃)	液 体	Btu/(lb)(℉)	kJ/(kg)(℃)
铝	0.23	0.96	乙 醇	0.65	2.7
黄 铜	0.10	0.42	四氯化碳	0.20	0.84
铜	0.10	0.42	汽 油	0.53	2.22
玻 璃	0.20	0.84	丙三醇	0.58	2.43
铁	0.13	0.54	煤 油	0.47	1.97
钢	0.12	0.50	油	0.40 ~ 0.50	1.67 ~ 2.09

必须采用一安全因子以补偿辐射和其它热损失。在选择汽水分离器时所用的典型的安全因子为：

蒸汽主管和总管	2 ~ 3	供暖机组	3
蒸汽加热管	2 ~ 6	浸没蛇管	2 ~ 4
提纯器和分离器	2 ~ 3	圆筒干燥器	4 ~ 10
工艺用干馏器	2 ~ 4		

本工艺干馏器安全因子采用 4，汽水分离器通量 = 4 × 1916 = 7664 lb/h(3449 kg/h)，约为 7700 lb/h(3465kg/h)。

b(1). 浸没加热表面和已知液体量。当 500gal(1892.5L)水在 30min 内用 50psig (344.7 kPa)蒸汽从 72℉加热到 212℉(22.2℃到 100℃)时，在蒸馏釜的夹套内生成多少冷凝水？

对这类设备，$C = GwsP$，式中 G = 加热液体的加仑数；w = 液体质量，lb/gal；代入如下适当数值：$C = 500 \times 8.33 \times 1.0 \times 0.154 = 641$ lb 或 $641 \times (60/30) = 1282$ lb/h。采用安全因子 3，汽水分离器的通量 = 3 × 1828 = 3846 lb/h，约为 3900 lb/h。

b(2). 浸没加热表面和未知液体量。如果蛇管面积为 50ft² 面油围绕蛇管自由循环，用 25psig 蒸汽将油尽可能快地由 50℉加热到 250℉时，浸没在油中的蛇管内生成多少冷凝水？

对这种情况，$C = UAP$，式中 U = 总传热系数，Btu/(h)(ft²)(℉)，由表 6.10 查取；A = 加热表面积，ft²。利用自然对流和蒸汽冷凝为液体型换热器，$U = 10 \sim 30$。采用平均值 $U = 20$，$C = 20 \times 50 \times 0.214 = 214$ lb/h 冷凝水。选择安全因子 3，汽水分离器的通量 = 3 × 214 = 642 lb/h；约为 650 lb/h。

表 6.10 总换热系数的通常范围

换热器类型	控制阻力状态②		典型液体	典型设备
	自由对流，U	强制对流，U		
液体到液体	25 ~ 60[141.9 ~ 340.7]	150 ~ 300[851.7 ~ 1703.4]	水	液体到液体的换热器
液体到液体	5 ~ 10[28.4 ~ 56.8]	20 ~ 50[113.6 ~ 283.9]	油	
液体到气体①	1 ~ 3[5.7 ~ 17.0]	2 ~ 10[11.4 ~ 56.8]	—	热水辐射散热器
液体到沸腾液体	20 ~ 60[113.6 ~ 340.7]	50 ~ 150[283.9 ~ 851.7]	水	盐水冷却器
液体到沸腾液体	5 ~ 20[28.4 ~ 113.6]	25 ~ 60[141.9 ~ 340.7]	油	
气体①到液体	1 ~ 3[5.7 ~ 17.0]	2 ~ 10[11.4 ~ 56.8]	—	空冷器，省煤器
气体①到气体	0.6 ~ 2[3.4 ~ 11.4]	2 ~ 6[11.4 ~ 34.1]	—	蒸汽过热器
气体①到沸腾液体	1 ~ 3[5.7 ~ 17.0]	2 ~ 10[11.4 ~ 56.8]	—	蒸汽锅炉
冷凝蒸汽到液体	50 ~ 200[283.9 ~ 1136]	150 ~ 800[851.7 ~ 4542.4]	蒸汽到水	液体加热器和冷凝器
冷凝蒸汽到液体	10 ~ 30[56.8 ~ 170.3]	20 ~ 60[113.6 ~ 340.7]	蒸气到油	

续表

换热器类型	控制阻力状态②		典型液体	典型设备
	自由对流，U	强制对流，U		
冷凝蒸汽到液体	40～80[227.1～454.2]	60～150[340.7～851.7]	有机蒸气到水	
冷凝蒸汽到液体	— —	15～300[85.2～1703.4]	蒸汽到气体混合物	
冷凝蒸汽到气体①	1～2[5.7～11.4]	2～10[11.4～56.8]	—	空气中的蒸汽管道 空气加热器
冷凝蒸汽到沸腾液体	40～100[227.1～567.8]	—	—	结垢蒸发器
冷凝蒸汽到沸腾液体	300～800[1703.4～4542.4]	—	蒸汽到水	
冷凝蒸汽到沸腾液体	50～150[283.9～851.7]	—	蒸汽到油	

① 大气压下。

② U = Btu/(h)(ft²)(℉)[W/(m²)(℃)]，在许多情况下，可能实现较高或较低的数值。

b(3). 浸没表面积大于在给定时间内加热规定数量的液体所需的表面积且冷凝液生成后尽快排出。用表6.11而代替步骤b(1)或b(2)。以浸没面积乘以表6.11中的适当因子求取冷凝速率。这种方法可用于加热水、化学溶液、油和其它液体。于是，用100psig温度为338℉的蒸汽通过500ft² 浸没面积将油从50℉加热到226℉，平均温差等于蒸汽温度减去平均液体温度 = Mtd = 338 − (50 + 226)/2 = 200℉。由表6.11查得100psig的蒸汽和200℉ Mtd 的因子为56.75。于是冷凝速率 = 56.75 × 500 = 28375 lb/h。采用安全因子2，汽水分离器的通量 = 2 × 28375 = 56750lb/h。

表6.11 在浸没式钢①加热元件内生成的冷凝水 lb/(ft²)(h)[kg/(m²)(h)]

Mtd②		蒸汽压力			Btu/(ft²)(h)	kW/m²
℉	℃	75psia(517.1kPa)	100psia(689.4kPa)	150psia(1034.1kPa)		
175	97.2	44.3(3.6)	45.4(3.7)	46.7(3.8)	40000	126.2
200	111.1	54.8(4.5)	56.8(4.6)	58.3(4.7)	50000	157.7
250	138.9	90.0(7.3)	93.1(7.6)	95.7(7.8)	82000	258.6

① 对铜表内数据乘以2.0。对黄铜表内数据乘以1.6。

② 平均温差，℉或℃，等于蒸汽温度减液体平均温度。用于计算本表的传热数据取自 American Radiator & Standard Sanitary Corp.，并获允许使用。

c. 通过金属表面间接加热固体。当1000 lb谷物用10psig的蒸汽干燥到750 lb时，在室式干燥器中生成多少冷凝水？谷物初始温度为60℉，最终温度等于蒸汽温度。

对这种情况，$C = 970(W - D)/h_{fg} + WP$，式中 D = 干物料重量，lb；h_{fg} = 汽水分离器压力下蒸汽的汽化焓，Btu/lb。利用蒸汽表和表6.8，$C = 970(1000 - 750)/952 + 1000 \times 0.189 =$ 443.5 lb/h冷凝水。采用安全因子4，汽水分离器的通量 = 4 × 443.5 = 1774 lb/h。

d. 通过金属表面间接加热空气。在一供暖机组内用10psig的蒸汽加热空气，如果空气进口温度为30℉，出口温度为130℉，空气流量为10000ft³/min，冷凝水生成量为多少？

利用表6.12，由温差100℉，投射到蒸汽压力10psig。读得每1000ft³/min空气冷凝水生成量为122 lb/h。因为空气加热量为10000ft³/min，冷凝水生成量 = (10000/1000) × 122 = 1220 lb/h。采用安全因子3，汽水分离器的通量 = 3 × 1220 = 3660 lb/h，近似为3700 lb/h。

表6.13所列为由处于静止空气中并存在强制空气循环的裸铁管和裸钢管辐射生成的冷

凝水量。于是，用蒸汽压力 100psig 和初始空气温度 75℉，静止空气中 $1ft^2$ 加热面将生成 1.05 lb/h 冷凝水。由于存在强制循环，$1ft^2$ 冷凝速率为 $5 \times 1.05 = 5.25$ lb/h。

表 6.12 空气流量为 1000ft³/min 时被空气冷凝的蒸汽 lb/h(28.3m³/h，kg/h)①

温差		压力		
℉	℃	5psig(34.5kPa)	100psig(68.9kPa)	50psig(344.7kPa)
50	27.8	61(27.5)	61(27.5)	63(28.4)
100	55.6	120(54.0)	122(54.9)	126(56.7)
150	83.3	180(81.0)	183(82.4)	189(85.1)

① 根据 32℉(0℃)时 $1ft^2$(0.028m³)饱和空气每℉吸收 0.0192Btu(0.02kJ)热量。对 0℉(-17.8℃)，乘以 1.1。

表 6.13 裸铁管和裸钢管辐射生成的冷凝水① lb/(ft²)(h)[kg/(m²)(h)]

空气温度		压力			
℉	℃	50psig(344.7kPa)	75psig(517.1kPa)	100psig(689.4kPa)	150psig(1034.1kPa)
65	18.3	0.82(3.97)	1.00(4.84)❶	1.08(5.23)	1.32(6.39)
70	21.2	0.80(3.87)	0.98(4.74)	1.06(5.13)	1.21(5.86)
75	23.9	0.77(3.73)	0.88(4.26)	1.05(5.08)	1.19(5.76)

① 根据静止空气；对强制空气循环，乘以 5。

供暖机组具有以 2psig 的蒸汽和 60℉的进口空气为基础的标准传热额定值。如果蒸汽压力或空气温度不同于标准状况，用表 6.14 中的适当校正因子乘以加热器的能力额定值，Btu/h。于是，2psig 的蒸汽和 60℉的进口空气额定传热量为 10000 Btu/h 的加热器，对 40℉的进口空气和 10psig 的蒸汽，能力将为 $1.290 \times 10000 = 12900$ Btu/h。汽水分离器制造商通常会在他们的汽水分离器工程资料中列出加热器 Btu 额定值和推荐的汽水分离器模型数和尺寸。这将便于选择正确的汽水分离器。

表 6.14 供暖机组校正因子

蒸汽压力		进口空气温度		
psig	kPa	20℉(-6.7℃)	40℉(4.4℃)	60℉(15.6℃)
5	34.5	1.370	1.206	1.050
10	68.9	1.460	1.290	1.131
15	103.4	1.525	1.335	1.194

来源：Yarway 公司；由手册编者添加的 SI 值。

2. 根据负荷和蒸汽压力选择汽水分离器 取得制造的汽水分离器将被采用的制造商发布的汽水分离器能力的算图或表格。图 6.8 为 American Machine Works 制造的一类吊斗型汽水分离器能力算图。表 6.15 为 Yarway 公司制造的脉冲型蒸汽汽水阀典型能力。确保所用的是供应商的最新数据。

当冷凝量均匀且通过汽水分离器的压力恒定时，要从图 6.8 中选择汽水分离器，先在图

❶ 原文错排为 5.84，译者注。

左边查得冷凝量，例如 8000 lb/h(3600kg/h)(如步骤 1 中所求得的)，然后水平投射到右边表示通过汽水分离器压力的坐标[$=\Delta p=$(蒸汽管线压力，psig)－(汽水分离器关闭的返回管线压力，psig)]。假定对此汽水分离器，Δp = 20psig(138kPa)。8000 lb/h(3600kg/h)水平投射与 20psig(137.9kPa)垂直投射的交点在孔口直径为⅜in(14.3mm)的锯齿形能力曲线上。如果这些投射线的交点在曲线下面，将仍旧选用⅜in(14.3mm)的孔口，只要交点在该孔口的垂线之间。

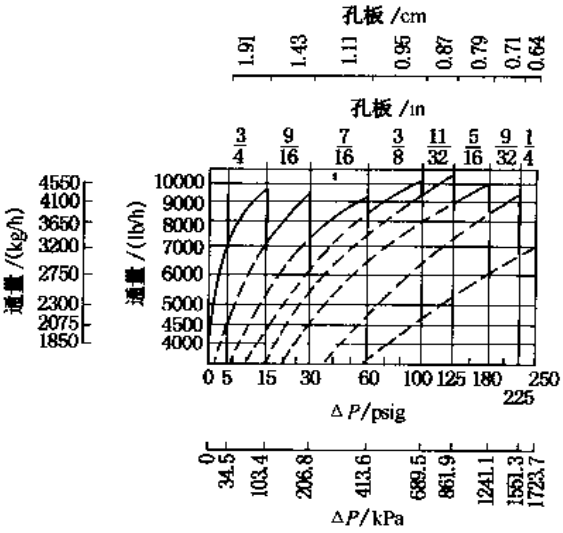


图 6.8　一类吊斗型汽水分离器的通量
(Armstrong Machine Works)

由锯齿形能曲线向下延长的虚线表示在减小的 Δp 下的汽水分离器能力。于是，孔口直径为⅜in(9.53mm)的汽水分离器在 Δp = 30psig(207kPa)时的能力，在 30psig(207kPa)坐标线和⅜in(9.53mm)的实线延长的虚线的交点处读得，为 6200lb/h(2790kg/h)。

表 6.15　脉冲型汽水分离器的能力[最大冷凝水连续排出量，以冷凝水温度比蒸汽温度低 30℉(16.7℃)为基准]　　lb/h(kg/h)

汽水分离器进口压力		汽水分离器名义尺寸	
psig	kPa	1.25in(38.1mm)	2.0in(50.8mm)
125	861.8	6165(2774)	8530(3839)
150	1034.1	6630(2984)	9075(4084)
200	1378.8	7410(3335)	9950(4478)

来源：Yarway 公司。

要从表 6.15 中选择脉冲型汽水分离器，在表中选择汽水分离器进口压力，例如 125 psig (862 kPa)，再投射到要求的能力，例如由步骤 1 确定的 8000 lb/h (3600kg/h)。表 6.15 表明必须采用通量为 8530 lb/h(3839kg/h)的 2in(50.8mm) 汽水分离器，因为下一个小尺寸的汽水分离器的能力为 5165 lb/h(2324kg/h)。此能力小于要求能力。

某些汽水分离器制造商发表了用于特定设备的有关各种类型汽水分离器的能力表格。这类表格简化了汽水分离器的选择。

相关计算　利用本节提供的方法确定任何工业、商业和家庭用途所要求的汽水分离器能力。

当运用任何汽水分离器能力图或表时，必须确定该图表制定的基准。采用任何必需的校正因子。对在较高冷凝水温度下运行的汽水分离器，冷水能力额定值必须进行校正。校正因子在汽水分离器工程资料中公布。在冷凝水温度低于 212℉(100℃)时，汽水分离器能力较大，因为在此温度或以上时，冷凝水流到大气压[14.7psia(101.3kPa)]下的管道或容器时会产生闪蒸蒸汽。在高于海平面的高度时，冷凝水会在较低温度下闪蒸成为蒸汽，闪蒸温度取决于高度。

此处介绍的方法为 Yarway 公司的 L.C.Campbell 在 *Chemical Engineering* 上报道过的工作。

6.14 蒸汽管路的孔板流量计选择

在10in锅炉导管(内径 $d_p=9.760$in)上用孔板流量计测量蒸汽流量。确定用直径 $d_o=5.855$in 的钢孔板在70°F(294K)时能测量的最大蒸汽流量。上游压力计接口在孔板前 $1D$ 处，下游压力计接口在孔板后 $0.5D$ 处。孔板进口处蒸汽压力 $p_p=250$psig(1825kPa)；温度640°F(611K)。跨越孔板安装的微分压力计的最大量程是120in水柱。当读得的微分压差为40in水柱时，蒸汽流量为多少？在对该流量计进行分析时，采用ASME流量计研究委员会的方法。大气压为14.696psia。

【计算步骤】

1. 确定直径比和蒸汽密度 对任何孔板流量计，直径比 $=\beta=$(孔板直径，in)/(管道内径，in)$=5.855/9.760=0.5999$。

通过在过热蒸汽表上找到 $250+14.696=264.696$psia 和640°F，读得比容为 2.387ft^3/lb 来确定蒸汽密度。对蒸汽，密度 $=1/$比容 $=d_s=1/2.387=0.4193$lb/ft^3。

2. 确定蒸汽粘度和流量计流量系数 由ASME出版物《流量计——原理和应用》(*Fluid Meters—Their Theory and Application*)，640°F下操作的蒸汽系统的蒸汽粘度 $gu_1=0.0000141$in·lb/(°F)(s)(ft^2)。

由相同的ASME来源求取流量系数 K，在公称管径10in的表上找到 $\beta=0.5999$，然后投射到适当雷诺数的列。对本管道的流动条件，假定雷诺数约为 10^7。那么，$K=0.6486$。蒸汽压力超过100lb/in^2 的雷诺数变化范围为 $10^6\sim10^7$，该假定是安全的，因为在此雷诺数范围内 K 值几乎没有变化。而且，因为流量未知，尚不能计算雷诺数。因此，假定雷诺数是必需的。该假定将在后面进行校核。

3. 确定膨胀因子和流量计面积因子 因为蒸汽是可压缩流体，膨胀因子 Y_1 必须确定。对过热蒸汽恒压热容 C_p 与恒容热容 C_v 的比值为 $k=C_p/C_v=1.3$。还有，微分最大压差读数 h_w(in水柱)与管内最大压力(psig)的比值等于 $120/246.7=0.454$。利用ASME《流量计》一书中的膨胀因子曲线对 $\beta=0.5999$ 和压力比 $=0.454$，$Y_1=0.994$。以及，由相同的参考资料，对640°F下运行的钢流量计，流量计面积因子 $F_a=1.0084$。

4. 计算蒸汽流量 对方孔，流量 W(lb/s)$=0.0997F_aKd^2Y_1(h_wd_s)^{0.5}=0.0997\times1.0084\times0.6468\times5.855^2\times0.994\times(120\times0.4188)^{0.5}=15.75$lb/s。

5. 计算实际流速的雷诺数 对任何蒸汽管道，雷诺数 $Re=48W/(d_pgu_1)=48\times15.75/(3.1416\times0.760\times0.0000141)=1750000$。

6. 对实际雷诺数调整流动系数 在步骤2中，假定 $Re=10^7$ 和 $K=0.6486$。对 $Re=1750000$，由ASME《流量计》一书内插求得 $K=0.6489$。那么，实际流量 $W_h=$(计算流量)(根据假定雷诺数和实际雷诺数确定的流量系数之比)$=15.75\times(0.6489/0.6486)\times3600=56700$lb/h，式中数值3600是lb/s转换为lb/h的转换因子。

7. 计算对应于一定微压差计读数的流量 对40in水柱压差，F_a 不变，等于1.0084。膨胀因子改变，因为 $h_w/p_p=40/264.7=0.151$。利用ASME《流量计》，$Y_1=0.998$。再如前假定 $Re=10^7$，$K=0.6486$；那么 $W=0.0997\times1.0084\times0.6486\times5.855^2\times0.998\times(40\times0.4188)^{0.5}=9.132$lb/s。如前计算雷诺数，$Re=40\times0.132/(3.1416\times0.76\times0.0000141)=1014000$。对应此

雷诺数的 K 值，如前可由 ASME《流量计》查得；$K = 0.6497$。因此，40in 水柱读数的流量 W_h (lb/h) = 9.132● × (0.6497/0.6486) × 3600 = 32940lb/h (4.15kg/s)。

相关计算　利用上述步骤和 ASME《流量计》或提供类似资料的综合性流量计工程资料表选择或校核用于输送湿蒸汽、饱和蒸汽、过热蒸汽的任何种类蒸汽管道——主管、辅助管线、工艺管线、工业、船舶、加热或商业管线——上的孔板流量计。

6.15　用于蒸汽设施的压力调节阀的选择

当初始压力为 225psig 时，为在 50psig 压力下输送 350lb/h(0.044kg/s)蒸汽选择一单座弹簧薄膜调节减压阀。再选择一积分指示控制活塞操作单座调压阀在 40psig 压力下输送 30000lb/h(3.78kg/s)蒸汽，此蒸汽为初始压力 225psig 的饱和蒸汽。为产生 10000ft/min (50.8m/s)的速度，在阀下游必须用多大尺寸的管道？如果进阀蒸汽压力为 225psig，温度为 600°F(589K)，调压阀应多大？

【计算步骤】

1. 计算薄膜调节阀的最大流量　为使阀的运行达到最佳结果，选择减压阀应使它们在标准负荷 60% ~ 70%的开度下工作。为了获得这种开度的阀的尺寸，将要求的输送流量除以 0.7 获得期望的最大流量。那么，对本阀，最大流量为 350/0.7 = 500 lb/h。

2. 选择薄膜调节阀的尺寸　利用制造商提供的合意的阀的工程资料，选用合适的阀容量表，如表 6.16，在进口蒸汽压力为 225psig 处投射到通量 500 lb/h 处。在通量列顶部读得阀尺寸为¾ in。

表 6.16　减压阀的容量　　lb/h(kg/h)

进口压力		阀尺寸		
psig	kPa	½in(12.7mm)	¾in(19.1mm)	1in(25.4mm)
200	1379	420(189)	460(207)	560(252)
225	1551	450(203)	500(225)	600(270)
250	1724	485(218)	560(252)	650(293)

来源：Clark - Reliance 公司。

3. 选择指示控制调压阀尺寸　在类似于表 6.17 的合意的指示控制调压阀工程资料的容量表中，找到要求的容量 30000 lb/h，投射到正确的蒸汽进口压力列，225psig，读得需要的阀尺寸为 4in。

表 6.17　调压阀容量　　lb/h(kg/h)

蒸汽容量		初始蒸汽压力			
lb/h	kg/h	40psig(276kPa)	175psig(1206kPa)	225psig(1551kPa)	300psig(2068kPa)
20000	9000	6①(152.4)	4(101.6)	4(101.6)	3(76.2)
30000	13500	8(203.2)	5(127.0)	4(101.6)	4(101.6)
40000	18000	— —	5(127.0)	5(127.0)	4(101.6)

① 直径数值以 in(mm)计。

来源：Clark - Reliance 公司。

● 原文误排为 0.132，译者注。

注意在查读该表前不需要如步骤 1 中的减压阀那样计算最大容量。还应注意如表 6.17 的通量表仅适用于输送饱和蒸汽的阀，除非该表的注解说明所列数值对其它蒸汽状态也适用。

4. 确定下游管道尺寸 在表 6.17 中找到要求的容量 30000lb/h(13500kg/h)，投射到阀出口压力 40 psig(275.8kPa)，读得对速度 10000ft/min(3048m/min)需要的管道尺寸为 8in(203.2mm)。于是，为了获得要求的蒸汽速度，紧邻阀下游的管道必须从阀的尺寸 4in(101.6mm)放大到需要的管道尺寸 8in(203.2mm)。

5. 确定处理过热蒸汽阀的尺寸 为了确定处理过热蒸汽的指示控制调压阀的正确尺寸，必须进行校正。可采用校正因子，或如表 6.18 的校正压力表。为利用表 6.18，找到阀进口压力 225psig(1551.2kPa)，投射到总温度，600°F(316℃)，读得校正压力 165psig(1137.5kPa)。在表 6.17 中找到次高饱和蒸汽压力 175psig，向下投射到要求的容量 30000lb/h(13500kg/h)，读得需要的阀尺寸 5in(127mm)。

表 6.18 在各种压力和温度下过热蒸汽的当量饱和蒸汽阀

蒸汽压力		蒸汽温度		总温度					
				500°F	600°F	700°F	260.0℃	315.6℃	371.1℃
psig	kPa	°F	℃	蒸汽压力值/psig			蒸汽压力值/kPa		
205	1413.3	389	198	171	149	133	1178.9	1027.2	916.9
225	1551.2	397	203	190	165	147	1309.9	1137.5	1013.4
265	1826.9	411	211	227	200	177	1564.9	1378.8	1220.2

来源：Clark-Reliance 公司。

相关计算 为了简化减压阀和调压阀的选择，应熟悉二至三种可接受阀制造商的工程资料。利用这些工程资料中提供的方法或上文所述之方法选择用于工业、船舶、公用工程、加热、工艺、洗衣店、厨房或医院等的饱和或过热蒸汽设施的阀门。

不要选用过大的减压阀或调压阀。过大的阀会引起振动和过度磨损。

当下游的预期负荷在阀安装后几个月内不会实现，改装阀缩小面积碟片以处理目前负荷。当负荷增加时安装全尺寸碟片。当阀的尺寸减至极限负荷时，不能再减负荷。

在低压端蒸汽需求量变化大的场合，考虑在并联管路上安装二个调节阀。尺寸较小的调节阀处理低负荷，较大的调节阀处理低负荷的 60%到最高负荷之间的差额。当达到最小允许低压时开启较大的调节阀。当处理高负荷时，二个调节阀都打开。在确定调节阀尺寸时，如果锅炉压力不同于调节阀进口压力，采用调节阀的实际进口压力而不是锅炉压力。本计算方法的数据根据俄亥俄州 Cleveland 市 Clark-Reliance 公司制造的调节阀。

某些阀门制造商采用阀流动系数 C_v 表示阀的大小。该系数定义为当通过阀的压力损失为 1lb/in² 通过一定大小阀的流量(lb/h)。如表 6.16 和表 6.17 那样的表格插入此流量系数使用将更为方便。对下游压力小于临界压力[对过热蒸汽和烃类蒸汽为 0.55×(上游绝对压力，lb/in²)，对饱和蒸汽为 0.58×(上游绝对压力，lb/in²)]，这些表格将作必要的补偿。这些表格的精度等于用流量系数确定的阀的大小的精度。

6.16 用于水管路的减压阀的选择

如果进口压力为 140 lb/in²(965.2kPa)，在 40 lb/in²(275.8kPa)压力下输送 1200gal/h

(1.26L/s)水，应采用多大的减压阀?

【计算步骤】

1. 确定所需的阀的容量　水系统的减压阀最好在名义负荷为最大负荷的 60% ~ 70%下运行。采用 60%，该阀的最大负荷 = 1200/0.6 = 2000gal/h(2.1L/s)。

2. 确定所需的阀的尺寸　在适合的阀的工程资料的阀容量表上找到阀进口压力并投射到恰好的或次高的阀容量。于是，在表 6.19 中找到 140 lb/in^2(965.2kPa)，并投射到次高容量 2200gal/h(2.3L/s)，因为通量 2000gal/h(2.1L/s)未列入该表。在该列的顶部读得所需阀的尺寸为 1in(25.4mm)。

某些阀门制造商用图而不是表格表示他们的阀的容量。在一张常用的图，图 6.9 中在横坐标上找到进出口压差，或 140 - 40 = 100lb/in^2(689.4kPa)，垂直向上投射到流量 2000/60 = 33.3gal/min(2.1L/s)。在相交的阀容量曲线，或在与曲线无交点时在相邻的曲线上读得阀的尺寸。图 6.9 表明应采用 1in 的阀。这与表格所列的容量是一致的。

表 6.19　水减压阀的最大容量　　gal/h(L/h)

进口压力		阀门尺寸		
psig	kPa	¾in(19.1mm)	1in(25.4mm)	1¼in(31.8mm)
120	827.3	1550(5867)	2000(7570)	4500(17033)
140	965.2	1700(6435)	2200(8327)	5000(18925)
160	1103.0	1850(7002)	2400(9084)	5500(20818)

来源：Clark-Reliance 公司。

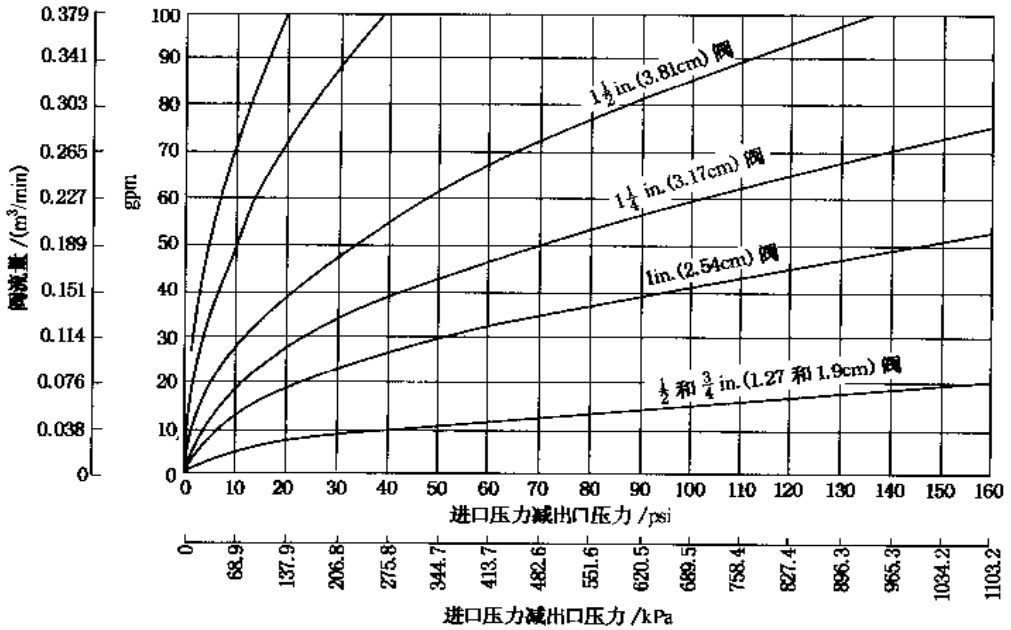


图 6.9　减压阀的流动通量(*Foster Engineering Co.*)

相关计算　将本法用于水温 100℉(37.8℃)或以下的任何类型水管——工艺、家用、商业——的减压阀。表 6.19 取自 Clark-Reliance 公司准备的资料；图 6.9 取自 Foster Engineering

公司的资料。要确保采用供应商的最新资料。

某些阀门制造商采用阀流动系数 C_v 表示阀的大小。该系数定义为当通过阀的压力损失为 1lb/in^2 时通过一定大小阀的流量(gal/min)。在如表 6.19 和如图 6.9 的流量图中插入流量系数将更便于使用。它们的精度等于流量系数法的精度。

6.17 离心泵的相似律和类似律

设计以 1800r/min 转速运行和压头为 200ft(61m)的离心泵输送能力为 3000gal/min (0.19m^3/s)，输入功率为 175hp。将转速减至 1200r/min 对泵的压头、输送能力和功率有何影响？当转速保持为 1800r/min，而将叶轮直径由 12in 减小到 10in，这些参数将发生怎样的变化？

【计算步骤】

1. 计算泵转速变化的影响 对任何流体粘度的影响可忽略或被忽略的离心泵，相似律或类似律可用于确定转速、功率或压头变化的影响。对恒定叶轮直径，这些规律是 $Q_1/Q_2 = N_1/N_2$；$H_1/H_2 = (N_1/N_2)^2$；$P_1/P_2 = (N_1/N_2)^3$。对恒定转速，这些规律是 $Q_1/Q_2 = D_1/D_2$；$H_1/H_2 = (D_1/D_2)^2$；$P_1/P_2 = (D_1/D_2)^3$。在上述二组规律中，Q = 输送能力，gal/min；N = 叶轮转速，r/min；D = 叶轮直径，in；H = 总压头，ft 液柱；P = 输入功率，bhp。下标 1 和 2 分别指初始状况和改变后的状况。

对本泵，叶轮直径恒定时，$Q_1/Q_2 = N_1/N_2$；$3000/Q_2 = 1800/1200$；$Q_2 = 2000$gal/min (0.13m^3/s)。和 $H_1/H_2 = (N_1/N_2)^2 = 200/H_2 = (1800/1200)^2$；$H^2 = 88.97$ft(27.1m)。还有，$P_1/P_2 = (N_1/N_2)^3 = 175/P_2 = (1800/1200)^3$；$P_2 = 51.8$bhp。

2. 计算叶轮直径变化的影响 当转速恒定时，利用第二组规律。或对本泵，$Q_1/Q_2 = D_1/D_2$；$3000/Q_2 = 12/10$；$Q_2 = 2500$gal/min(0.16m^3/s[1])。和 $H_1/H_2 = (D_1/D_2)^2$；$200/H_2 = (12/10)^2$；$H_2 = 138.8$ft(42.3m)。还有，$P_1/P_2 = (D_1/D_2)^3$；$175/P_2 = (12/10)^3$；$P_2 = 101.2$bph。

相关计算 利用相似律推广或改变由离心泵特性曲线获得的数据。当泵的压头、输送能力、转速或叶轮直径改变时，这些规律在现场计算中也是有用的。

当泵的效率保持几乎不变时，相似律是非常精确的。当将这些规律用于叶轮直径不变的泵时所得的结果比用于转速不变而叶轮直径改变的泵所得的结果精度稍高一些。当后一规律用于低比转速的泵时，精度较高。

如果将相似律用于叶轮直径增加的泵，必须考虑泵的吸入管线中流速增加的影响。对任何液体运用这些规律时，液体通过泵时其粘度均保持不变。但是，当液体粘度增加时，相似律的精度将降低。

6.18 离心泵选择中的相似律和类似律

一试验模型泵在其最佳效率点以 350ft(107m)的压头输送 500gal/min(0.03m^3/s)液体，需要的净正吸入头(NPSH)为 10ft(3.05m)，当使用直径为 10.5in 的叶轮，转速为 3500r/min

[1] 原文误排为 0.016m^3/s，译者注。

时输入功率为 55hp(41kW)。确定该模型泵在转速为 1750r/min 时的性能。叶轮直径为 20in、转速为 1170r/min 的全尺寸原型泵的性能如何？试验泵和原型泵的比速度和比吸入速度为多少？

【计算步骤】

1. 计算新转速下泵的性能 用下标 p 和 m 分别代表原型泵和模型泵，相似律和类似律可用通用式表示为，$Q_p = K_d^3 K_n Q_m$；$H_p = K_d^2 K_n^2 H_m$；$NPSH_p = K_d^2 K_n^2 NPSH_m$[1]；$P_p = K_d^5 K_n^5 P_m$，式中 K_d = 尺寸因子 = 原型泵尺寸/模型泵尺寸。用于尺寸因子中通常的尺寸是叶轮直径。二个尺寸用相同的测量单位。另外，K_n = 原型泵转速(r/min)/模型泵转速(r/min)。其它符号与前例相同。

当模型泵转速由 3500r/min 减小到 1750r/min，而泵尺寸保持不变时，$K_d = 1.0$；$K_n = 1750/3500 = 0.5$。那么 $Q = 1.0 \times 0.5 \times 500 = 250$gal/min[2]；$H = 1.0^2 \times 0.5^2 \times 350 = 87.5$ft(26.7m)；$NPSH = 1.0^2 \times 0.5^2 \times 10 = 2.5$ft(0.76m)；$P = 1.0^5 \times 0.5^3 \times 55 = 6.9$hp。在上述计算中，方程中省略了下标，因为考虑的为同一个泵，试验模型泵。

2. 计算原型泵的性能 首先，必须求取 K_d 和 K_n。$K_d = 20/10.5 = 1.905$；$K_n = 1170/3500 = 0.335$。那么，$Q_p = 1.905^3 \times 0.335 \times 500 = 1158$gal/min(0.073m^3/s)；$H_p = 1.905^2 \times 0.335^2 \times 350 = 142.5$ft(43.4m)；$NPSH_p = 1.905^2 \times 0.335^2 \times 10 = 4.06$ft；$P_p = 1.905^5 \times 0.335^3 \times 55 = 51.8$hp。

3. 计算中心比速度和比吸入速度 比转速，或如 Horwitz[2] 所说，“更准确地说，排出比速度”$N_S = NQ^{0.5}/H^{0.75}$，而比吸入速度 $S = NQ^{0.5}/(NPSH^{0.75})$，式中所有数值均在该泵的最佳效率点取。

对模型泵，$N_S = 3500 \times 500^{0.5}/350^{0.75} = 965$；$S = 3500 \times 500^{0.5}/10^{0.75} = 13900$。对原型泵，$N_S = 1170 \times 1158^{0.5}/142.5^{0.75} = 965$；$S = 1170 \times 1158$[3]$^{0.5}/4.06^{0.75} = 13900$。模型泵和原型泵的比速度和比吸入速度相等，因为这二设备是几何相似的或类似的，和二速度数学上均由类似律导出。

相关计算 此处提供的方法可用于相似律适用的任何一类离心泵。当采用“模型”这一术语时，它可用于生产试验泵或准备安装的标准设备。这里所述的方法系如 *Power* 杂志报道的 R.P.Horwitz 的工作[2]。

6.19 离心泵选择中的比速度考虑

有一转速为 1750r/min 的单级双吸离心泵，泵轴通过叶轮孔，当它以 280ft 的总压头和 10ft 的吸入高度处理海平面上 85°F(302K)的洁净水时，比速度和通量的上限为多少？该泵的效率为多少，其近似叶轮形状为哪种？

【计算步骤】

1. 确定比速度的上限 对轴流型或混合型泵，利用水力学会的比速度上限曲线，对离心泵为图 6.10 或类似曲线，对混流和轴流泵为图 6.11。在图 6.10 中由底部 280ft 总压头处

[1] 原文误排为 $NPSH_p = K_d^3 K_n^2 NPSH_m$，译者注。

[2] 原文误排为 r/min，译者注。

[3] 原文误排为 1156，译者注。

垂直向上投射到 10ft 吸入高度曲线处与之相交。再由此交点水平向右投射读得比速度 N_S = 2000。图 6.11 可用类似方法运用。

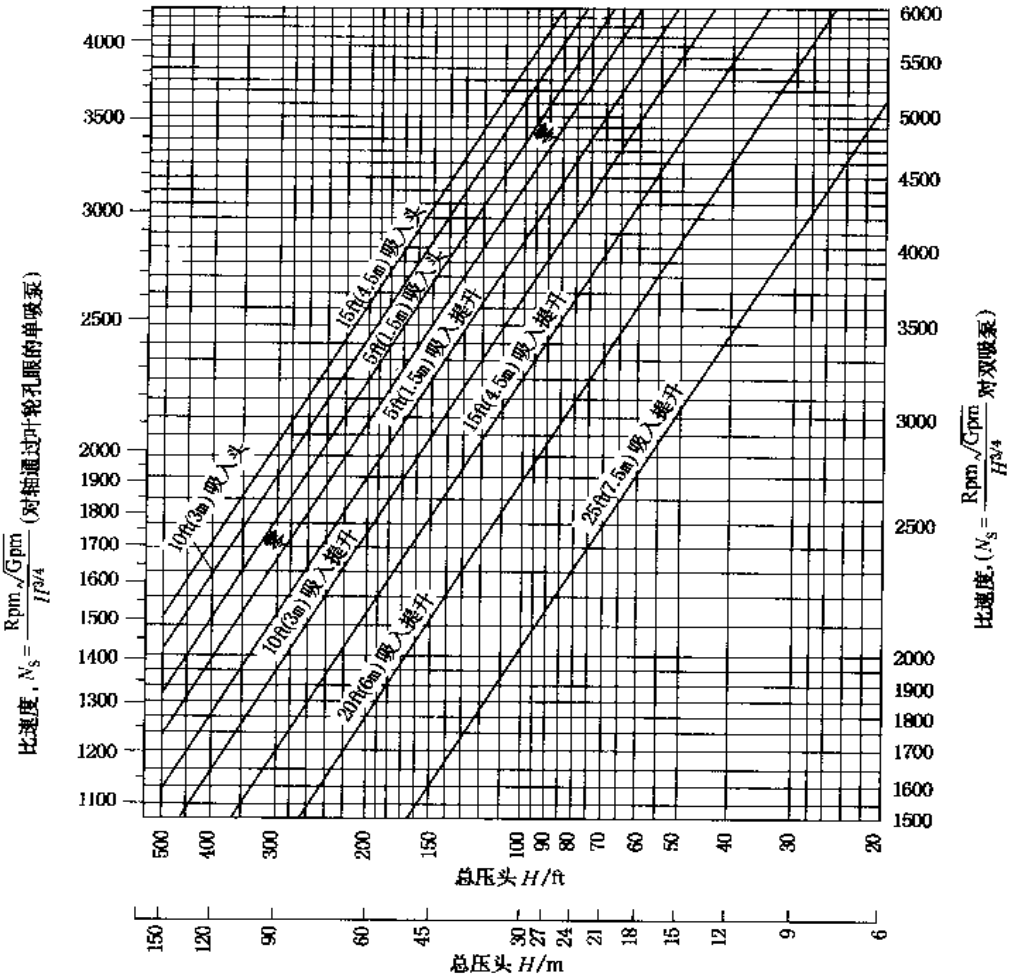


图 6.10 处理海平面上 85°F 洁净水的单级、单吸或双吸离心泵的比速度上限(水力学会)

2. 计算最大泵通量 对任何混流式或轴流式离心泵，$N_S = (gal/min)^{0.5}(r/min)/H_t^{0.75}$，式中 H_t = 泵的总压头(ft 液柱)。求解最大通量，$gal/min = [N_S H_t^{0.75}/(r/min)]^2 = (2000 \times 280^{0.75}/1750)^2 = 6040 gal/min$。

3. 确定泵的效率和叶轮形状 图 6.12 表示叶轮形状、比速度、泵通量、效率和特性曲线间的一般关系。在 $N_S = 2000$ 时，效率 = 87%。如图 6.12 所示，叶轮是适度短的和具有比较大的排出面积。该叶轮的横截面直接显示在 $N_S = 2000$ 坐标下。

相关计算 本节所述的方法可用于其变量包括在水力学会的曲线(图 6.10 和图 6.11)和可由相同来源获得的类似曲线中的任何一类离心泵。如上面计算的操作比速度有时被标绘在离心泵的性能曲线上，以便该设备的特性能被更好地理解。典型的比速度是指定的泵表现出最高效率时的操作比转速，这是用于识别泵的一个参数。比速度在气穴现象和吸入高度研究中是重要的。水力学会的曲线(图 6.10 和图 6.11)提供了无气穴操作的速度、压头、通量和

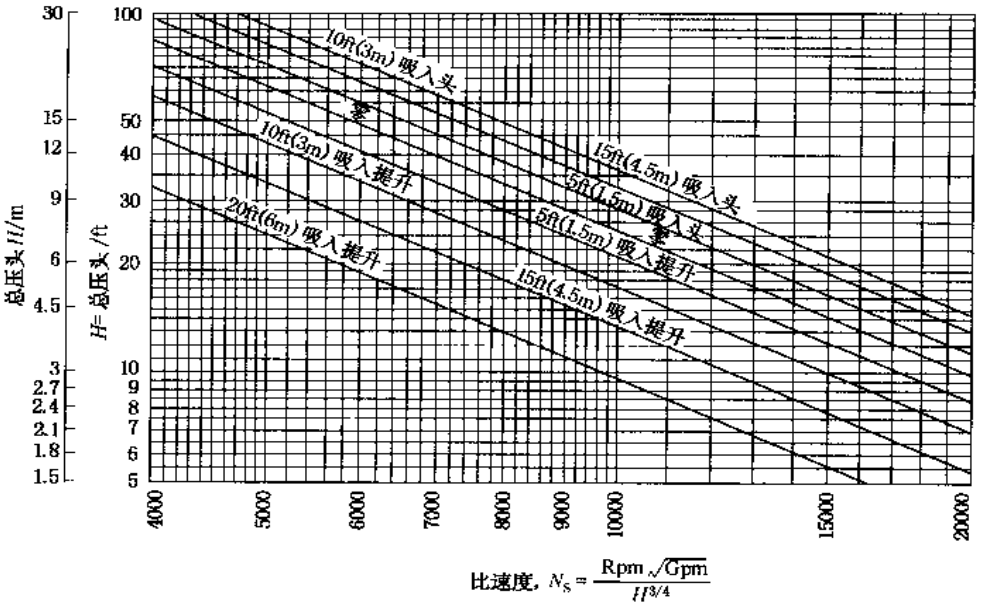


图 6.11　单吸混合流和轴向流泵的比速度上限(水力学会)

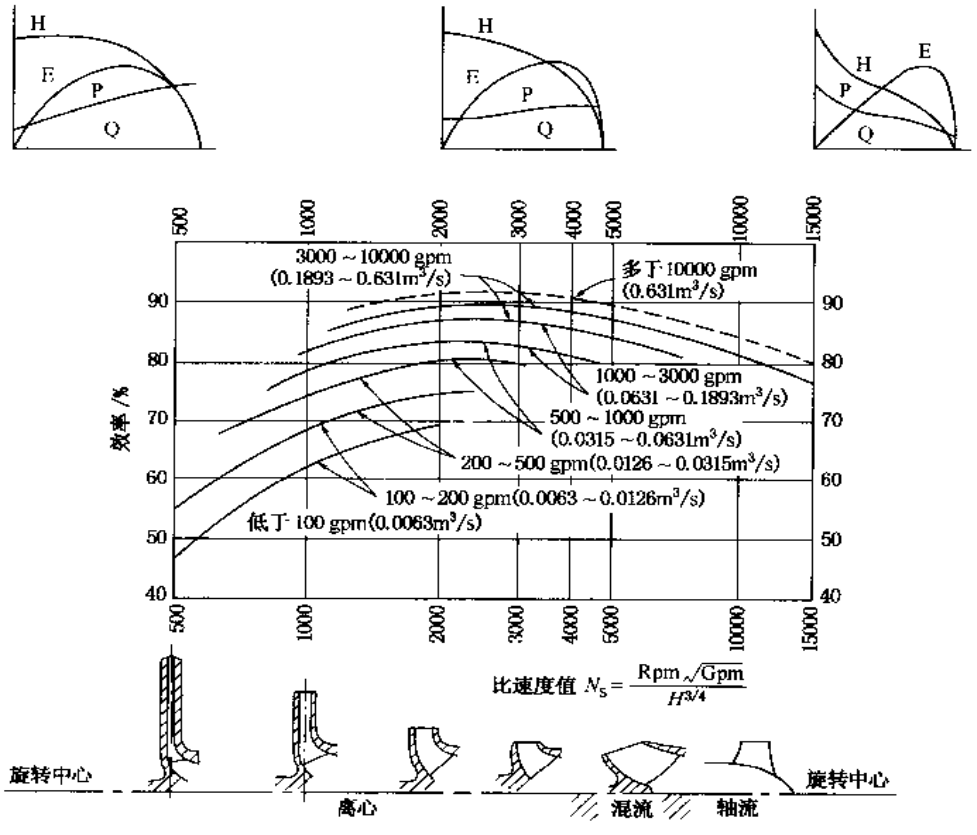


图 6.12　各种离心泵比速度的近似相对叶轮形状和效率变化(*Worthington Co.*)

吸入高度的上限。在对实际泵进行分析时，应确保使用水力学会标准的最新版本的曲线(图6.10和图6.11同此)。

6.20 选择离心泵的最佳操作速度

一单吸离心泵用60Hz的交流电动机驱动。该泵以100ft(30.5m)压头输送10000gal/min(0.63m³/s)水。可获得的正吸入压头为32ft(9.75m)水柱。如果该泵在其最佳效率点运转，其最佳操作转速是多少?

【计算步骤】

1. 确定比转速和比吸入速度 交流电动机可以各种速度运转，由其极数确定。假定驱动该泵的电动机可以870、1160、1750或3500r/min运转。计算比转速 $N_S = NQ^{0.5}/H^{0.75} = N \times 10000^{0.5}/100^{0.75} = 3.14N$，和比吸入速度 $S = NQ^{0.5}/(NPSH^{0.75}) = N \times 10000^{0.5}/32^{0.75} = 7.43N$，对每一假定转速，结果列表如下：

操作转速/(r/min)	要求比转速	要求比吸入速度	操作转速/(r/min)	要求比转速	要求比吸入速度
870	2740	6460	1750	5500	13000
1160	3640	8620	3500	11000	26000

2. 选择泵的最佳速度 利用表6.20和表6.21的数据，分析在每一不同操作转速下的比速度和比吸入速度。这二表说明在870r/min和1160r/min时比吸入速度很差。在1750r/min时比吸入速度极佳，而且蜗轮或混流型泵是合适的。3500r/min运转是不可行的，因为比吸入速度26000超出了常规泵的范围。

表6.20 按比速度排列的泵的类型

比速度范围	泵类型	比速度范围	泵类型
低于2000	蜗壳型,扩散器型	4000~10000	混流
2000~5000	涡轮	9000~15000	轴流

来源:FMC公司,Peerless泵部门。

相关计算 本法可用于处理工厂装置、冷却、工艺、防火和类似需求用水的任何离心泵。本方法系如*Power*杂志报道的FMC公司，Peerless泵部门，流体力学分部的R.P.Horwitz的工作。

表6.21 吸入比速度评价

单吸泵	双吸泵	评 价	单吸泵	双吸泵	评 价
11000以上	14000以上	极佳	5000~7000	7000~9000	差
9000~11000	11000~14000	好	5000以下	7000以下	很差
7000~9000	9000~11000	平均			

来源:FMC公司,Peerless泵部门。

6.21 处理不含蒸气的液体时泵的总压头

画出具有静止吸入高度和浸没式、自由式和变动式排出管道的三种典型的泵管道系统安排的草图。对有静吸入头的相同的泵绘制类似的草图。标注各种压头。如果提升高度如图

6.13 所示，而且通过壁厚编号为 40 的 8in 直径的钢管，泵的最大排出量为 2000gal/min (0.126m³/s)，计算每种泵的总压头。驱动泵所需马力为多少？泵的吸入管道内采用摇板式止逆阀，而排出管道内采用闸阀。

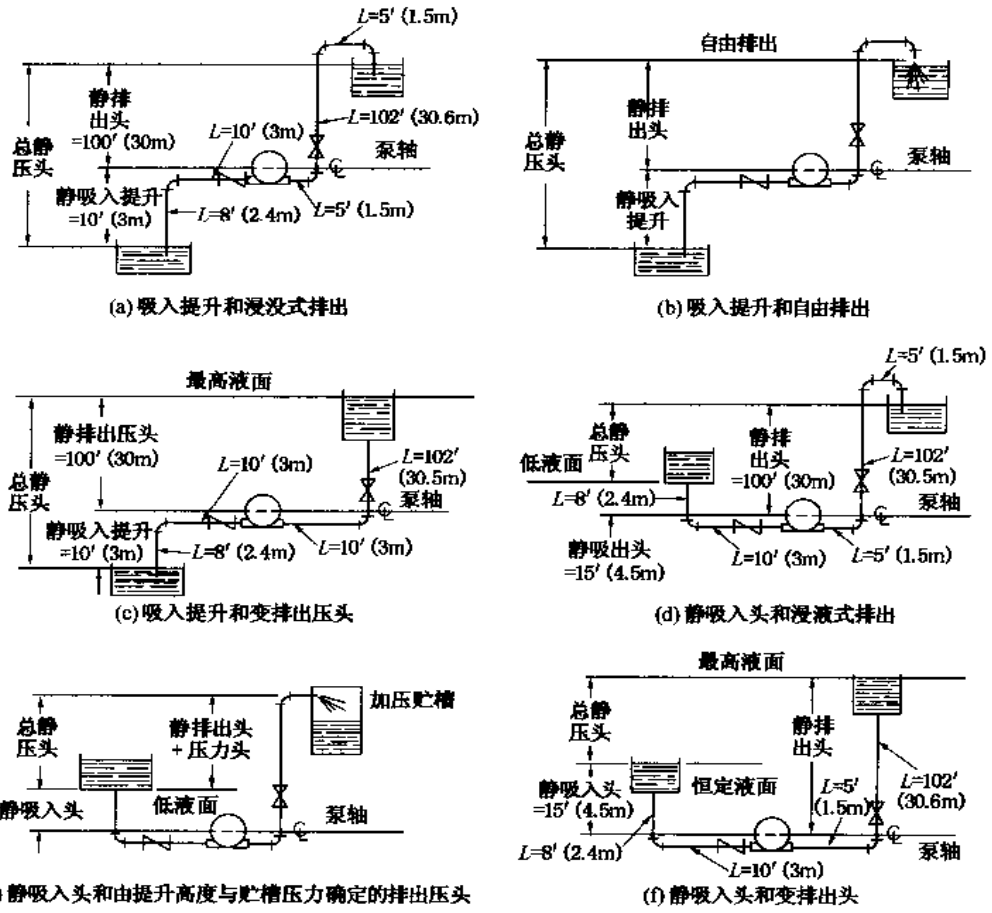


图 6.13　典型的泵吸入和排出管道安排

【计算步骤】

1. 画出可能的管道安排草图　图 6.13 所示为题述安装条件的六种可能的管道安排。标注了总静压头，即从液体供应源表面到排出容器的自由表面，或到排出管道的自由排出口的垂直距离。当吸入和排出表面均对大气敞开时，总静压等于垂直高度差。采用导致最大吸入高度和排出压头的自由表面高度，即供槽的最低可能液面和受槽或排出管道的最高可能液面。当供应源低于泵的中心线时，此垂直距离称为“静止吸入高度”。当供应源高于泵的中心线时，此垂直距离称为“静止吸入压头”。对变动的静止吸入压头，在计算总静压头时，采用供槽中的最低液面。标记如图 6.13 所示。

2. 计算泵的总静压头　总静压头(ft)为 H_{ts} = 静吸入高度(ft) h_{ts} + 静排出压头(ft) h_{sd}，此处泵具有吸入高度为图 6.13a、b 和 c 中的 s。在这些装置中，$H_{ts} = 10 + 100 = 110$ft。注意静排出压头是按泵的中心线与水面下排出口的水位高度(图 6.13a)、自由排出的管道出口(图 6.13b)和排出槽的最高水位之间的距离计算的。当泵将液体打进一密闭的加压储槽时，总排

出压头等于静排出压头加储槽内压力的当量压头(ft 液柱)，或 2.31 × 储槽压力(lb/in^2)。

在泵具有如图 6.13d、e 和 f 中的静吸入压头的场合，总静压头(ft)为 $H_{ts} = h_{sd}$ – 静吸入压头(ft)h_{th}。在这些装置中，$H_{ts} = 100 - 15 = 85$ft。

上面计算的总静压头是指没有流体流动时泵的压头。为了确定泵的总压头，流体在管道内流动时的摩擦阻力损失也必须确定。

3. 计算管道摩擦阻力损失 在管道图中标记每段直管的长度。于是，在图 6.13a 中，由吸入槽开始，加上直到排出槽的每段管长，总直管长度 L_t(ft)为 8 + 10 + 5 + 102 + 5 = 130 ft。还必须在直管总长度上加上管件的当量长度。在图 6.13(a)中，有四个长半径弯头、一个摇板式止逆阀和一个球阀。此外，在管道的进口和出口还有较小的压头损失。

由表 6.22 可知，8in 长半径弯头的当量长度为 14ft 管道。因为管路含有四个弯头，总当量长度为 4 × 14 = 56ft 直管。开启的闸阀具有 4.5ft 直管的当量阻力，而开启的摇板式止逆阀具有 53ft 直管的当量阻力。

表 6.22 管件和阀门的阻力(提供相当阻力的直管长度)

管道尺寸		标准弯头		中半径弯头		长半径弯头		45°弯头		三通		闸阀,开启		球阀,开启		摇板式止逆阀,开启	
in	mm	ft	m	ft	m	ft	m	ft	m	ft	m	ft	m	ft	m	ft	m
6	152.4	16	4.9	14	4.3	11	3.4	7.7	2.3	33	10.1	3.5	1.1	160	48.8	40	12.2
8	203.2	21	6.4	18	5.5	14	4.3	10	3.0	43	13.1	4.5	1.4	220	67.0	53	16.2
10	254.0	26	7.9	22	6.7	17	5.2	13	3.9	56	17.1	5.7	1.7	290	88.4	67	20.4
12	304.8	32	9.8	26	7.9	20	6.1	15	4.6	66	20.1	6.7	2.0	340	103.6	80	24.4

假定在吸入管道进口采用篮式粗滤器，进口损失 h_e 为 $Kv^2/(2g)$，式中 K = 图 6.14 中的常数；v = 液体速度(ft/s)；而 $g = 32.2 ft/s^2$。当液体通过突然放大，如由管道进入储槽时，存在出口损失。在储槽截面积很大，导致最终速度为零的场合 $h_{ex} = v^2/(2g)$。

速度 v(ft/s)为(gal/min)/($2.448d^2$)。对本管道，$v = 2000/(2.448 \times 7.98^2) = 2.82$ft/s。那么，$h_e = 0.74 \times 12.82^2/(2 \times 32.2) = 1.89$ft，和 $h_{ex} = 12.82^2/(2 \times 32.2) = 2.56$ft(0.78m)。因此，图 6.13a 中管道系统总长度为 130 + 56 + 4.5 + 53 + 1.89 + 2.56 = 247.95ft(75.6m)，近似为 248ft(75.6m)。

用适当的压头损失方程或表 6.23 计算管道和管件的压头损失。在表 6.23 中找到管径 8in(203.2mm)，通过流量 2000gal/min(126.2L/s) 水平投射，然后读得每 100ft(30.5m)管道压头损失为 5.86ft(1.8m)水柱。

前面计算得管道和管件总长度为 248ft(75.6m)●。那么流量为 2000gal/min(126.2L/s)时的总摩擦压头损失为 $H_f = 5.86 \times (248/100) = 14.53$ft(4.5m)。

4. 计算泵的总压头 泵的总压头 $H_t = H_{ts} + H_f$。对图 6.13a 中的泵，$H_t = 110 + 14.53 = 124.53$ft(38.0m)，约为 125 ft(38.0m)。图 6.13b 和图 6.13c 中的泵的总压头相同。有些工程师称泵的总压头为"总动压头"，以区别静压头(流量为零时的垂直压头)和运转压头(泵的额定流量)。

● 原文误排为 288ft(87.8m)，译者注。

表 6.23　水的管道摩擦阻力损失(状态良好的铸铁管或壁厚编号为 40 的钢管)

直　径		流　量		速　度		速度头		摩擦阻力损失/100ft (30.5m)管道	
in	mm	gal/min	L/s	ft/s	m/s	ft 水柱	m 水柱	ft 水柱	m 水柱
6	152.4	1000	63.1	11.1	3.4	1.92	0.59	6.17	1.88
6	152.4	2000	126.2	22.2	6.8	7.67	2.3	23.8	7.25
6	152.4	4000	252.4	44.4	13.5	30.7	9.4	93.1	28.4
8	203.2	1000	63.1	6.41	1.9	0.639	0.195	1.56	0.475
8	203.2	2000	126.2	12.8	3.9	2.56	0.78	5.86	1.786
8	203.2	4000	252.4	25.7	7.8	10.2	3.1	22.6	6.888
10	254.0	1000	63.1	3.93	1.2	0.240	0.07	0.497	0.151
10	254.0	3000	189.3	11.8	3.6	2.16	0.658	4.00	1.219
10	254.0	5000	315.5	19.6	5.9	5.99	1.82	10.8	3.292

图 6.13(d)、(e)和(f)● 中的泵的总压头可用上述相同的方法计算，除了总静压头是减去的，因为泵具有静吸入压头——即吸入侧的液体高度减小了泵排出液体必需通过的总距离；于是总静压头是减去的。从静排出压头中减去静吸入压头确定泵的总静压头。

5. 计算驱动泵所需的功率　泵的制动功率输入等于(gal/min)(H_t)(s)/3690e，式中 s = 处理液体的相对密度，而 e = 泵的流体力学效率，以小数表示。离心泵的流体力学效率通常为 60%～80%；往复泵为 55%～90%；回转泵为 50%～90%。对每类泵，流体力学效率均随粘度增加而减小。

假定本系统中泵的流体力学效率为 70%，处理液体的相对密度为 1.0。那么，输入制动功率等于 $2000 \times 125 \times 1.0/(3600 \times 0.7) = 92.7$hp(67.4kW)。

理论或流体力学功率等于(gal/min)(H_t)(s)/3690 = $2000 \times 125 \times 1.0/3600 = 64.1$hp (47.8kW)。

相关计算　本法可用于任何已知相对密度的液体——水、油、化学品、污水等。在泵送水以外的液体时，必须考虑液体的相对密度和粘度。本节所述的方法可用于任何种类的泵——离心泵、回转泵或往复泵。

注意：图 6.14 可用于确定各种管件的当量长度。利用图 6.14 简单地在式 $h = Kv^2/(2g)$ 代入适当的 K 值，式中 h = 直管当量长度；其它符号如前所述。

6.22　任何泵送系统泵的选择

提供将被用于工业泵送系统的泵的类型、型号、流量、驱动功率和材料的逐步选择程序。

【计算步骤】

1. 画出计划中的管道布置草图　采用管道系统的单线图(图 6.15)。草图以实际工作条件为依据绘制。在图上表示系统中所有管道、管件、阀门、设备和其它元件。在草图上标注

● 原文误排为图 6.13(d)、(c)和(f)，译者注。

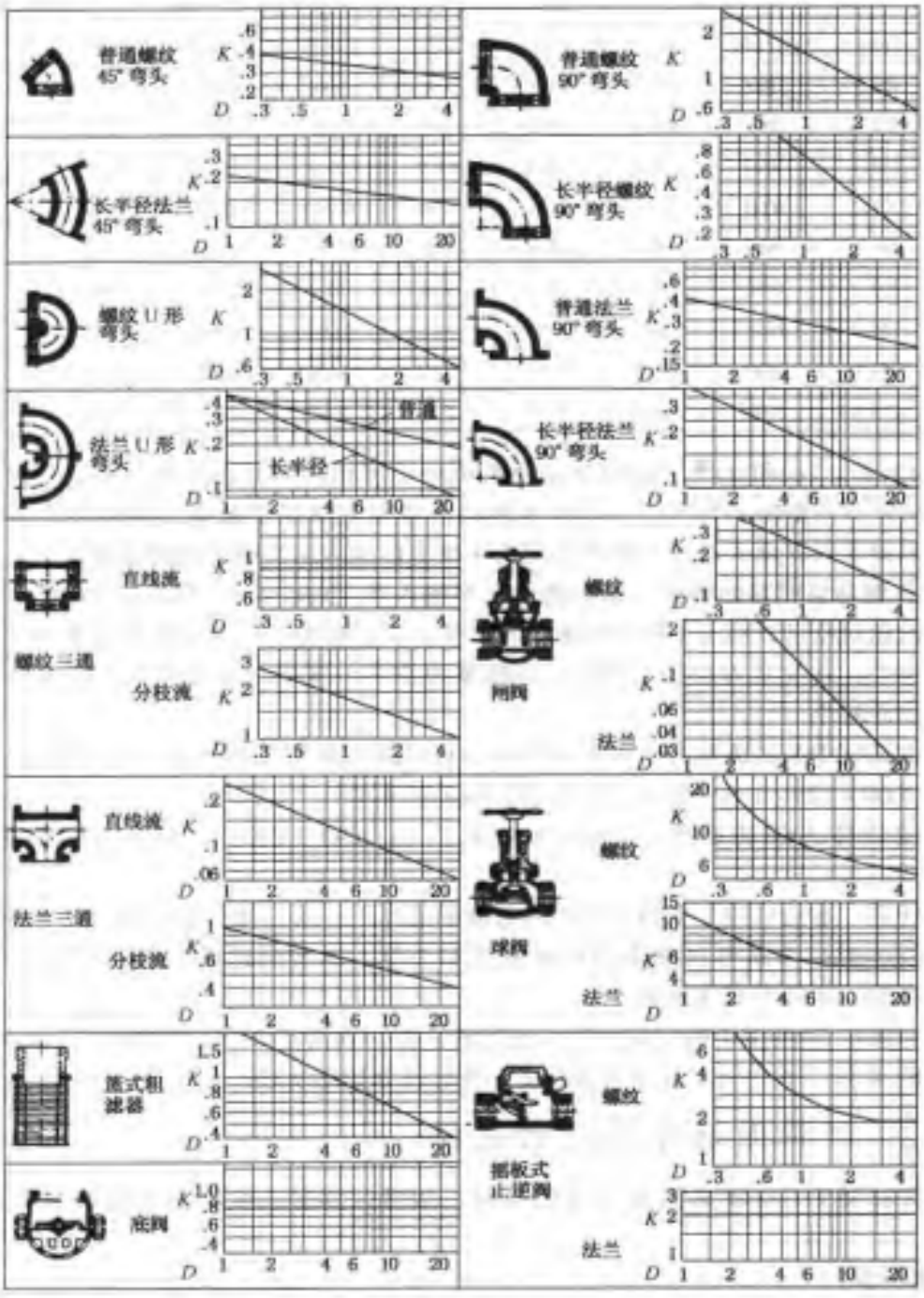


图 6.14 管件阻力系数(水力学会)

实际的和当量的管道长度(见前面的例子)。确信已包括计划系统中的所有垂直提升高度、明显的弯曲、突然扩大、储槽和类似设备。

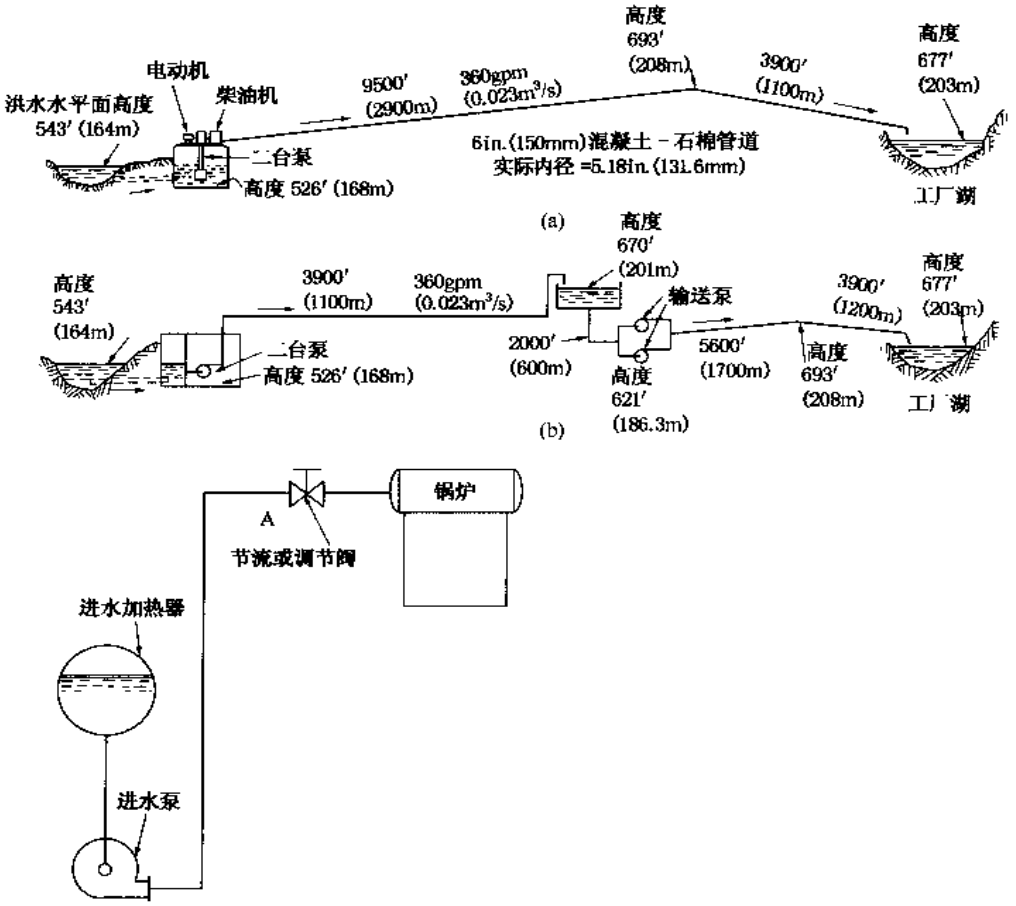


图 6.15　(a)工业管路的单线图　(b)锅炉进水系统的单线图(Worthington Co.)

2. 确定所需的泵的流量　所需流量是必须处理的流量，单位为 gal/min、10^6gal/day、ft^3/s、gal/h、bbl/day、lb/h、acre-ft/d、mL/h 或某些类似的度量单位。由工艺条件确定所需流量，例如锅炉的进水量、冷却水流量、化学品进料流量等。任何工艺设备的所需流量通常是由制造者给定的。

一旦需要的流量确定，外加适当的安全因子。根据用途，安全因子的数值可能从很低的所需流量的 5%变到很高的 50%，甚至更高。典型的安全因子在 10%左右。

当流量达到 1000gal/min 时，在工艺泵的选择中，通常的做法是将计算的所需流量圆整为次高的整数流量。于是，当需要的流量为 450gal/min，而安全因子为 10%，在选泵前，流量 $450 + 0.10 \times 450 = 495$gal/min 将被圆整为 500gal/min。将选择流量为 500gal/min 或更大的泵。

3. 计算泵的总压头　采用前面例子给出的步骤计算泵的总压头。以 ftH_2O 表示结果——这是最常见的表示泵总压头的方法。当以 ftH_2O 表示压头时，肯定应采用所处理液体的精确相对密度。当以 ftH_2O 表示压头时，相对密度小于 1.0 会减小总压头，反之相对密度大于

1.0，当以 ftH_2O 表示压头时，会增大总压头。注意吸入和排出条件的变化可能影响泵的总压头。

4. 分析液体状况 获取泵送液体的完整数据。这些数据应包括液体的名称和化学式、最高和最低泵送温度、在这些温度下相应的蒸气压、相对密度、泵送温度下的粘度、pH 值、闪点、燃点温度、特殊性质(如发泡、结块、结晶倾向，变为凝胶状的或粘结状的)、固含量、固体的类别和尺寸，以及液体化学分析数据的变化。

在如图 6.16 的选泵表格中填入液体状况。这类表格可向许多泵制造商索取，也可为适应特殊工作条件而绘制。

选择离心泵时所需基本数据摘要

1. 所需设备的数目
2. 需泵送液体的性质
 液体是否为：
 a. 淡水或盐水，酸或碱，油、汽油、淤浆或纸浆？
 b. 冷或热，如果是热的，温度为多少？在泵送温度下液体蒸汽压为多少？
 c. 液体相对密度为多少？
 d. 液体是粘稠的还是非粘稠的？
 e. 清洁的和不含悬浮外来物质的还是脏的和含杂质粒子的？如是后者，固体的尺寸和性质，这些粒子是否有磨蚀性？如果液体是浆状的，以质量分数或 lb/ft^3 表示的浓度为多少？悬浮物质是什么？
 f. 化学分析数据、pH 值等是多少？这些分析的预期变化范围是多少？如果液体是腐蚀性的，按过去的经验，能成功使用的材料和不能满意地使用的材料有哪些？
3. 流量
 需要流量是多少，以及泵需要输送的最小和最大液体量是多少？
4. 吸入条件
 是否有
 a. 吸入高度？
 b. 或吸入压头？
 c. 吸入管道的直径和长度是多少？
5. 排出条件
 a. 静压头是多少？静压头是恒定的还是变动的？
 b. 摩擦损失压头是多少？
 c. 泵输送液体必须克服的最大排出压力是多少？
6. 总压头
 第 4 项和第五项的变化将引起总压头的变化。
7. 是连续运转还是间歇运转？
8. 泵将水平安装还是垂直安装？如为后者，a. 在湿的深坑里？b. 在干的深坑里？
9. 可获得哪种动力来驱动泵？这种动力的特点是什么？
10. 有关的空间、重量或运输的限制是什么？
11. 安装位置
 a. 地理位置
 b. 海平面以上的高度
 c. 室内还是室外安装
 d. 环境温度的范围
12. 对泵的设计、制造或性能是否有特殊的要求或明显的优先选择？

图 6.16 离心泵的典型选择图表
(Worthington Co.)。

5. 选择泵的类型与种类 现在使用的泵有三种类型：离心泵、回转泵和往复泵(图 6.17)。注意这些术语仅适用于使液体运动的机械，而不适用于泵设计使用的目的。每一类泵又可细分为许多种类(图 6.17)。

表 6.24 被用作所用泵的类型和种类的一般指导。例如，当需要一种大流量、中等压力的泵时，表 6.24 表明离心泵可能是最合适的。表 6.24 还表明用于工业过程的各种类型和种类的泵的典型特征。

在选择泵的类型和种类时应考虑液体的性质，因为特别苛刻的条件可能在开始时就会排

除某一类泵。于是，螺旋型和齿轮型回转泵适用于处理粘稠而无磨蚀的液体(表 6.24)。在必须处理磨蚀性液体时，必须采用另一类泵或另一种的回转泵。

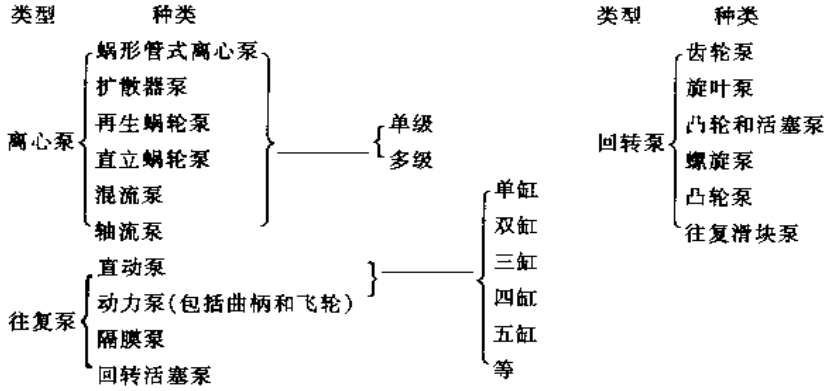


图 6.17　泵的类型与种类

表 6.24　现代泵的特性

	离心泵		回转泵	往复泵		
	蜗壳型和扩散器型	轴流型	螺旋型和齿轮型	直接作用蒸汽	双动式	三缸式
排出流量	稳定	稳定	稳定	脉动	脉动	脉动
通常最大吸入高度/ft(m)	15(4.6)	15(4.6)	22(6.7)	22(6.7)	22(6.7)	22(6.7)
处理的液体	清洁的;脏的,磨蚀的;高固含量的液体		粘稠的,无磨蚀的		清洁的	
排出压力范围	低到高		中等		低到最高	
通常流量范围	小到最大		小到中等		比较小	
增加压头的影响						
流量	减小		无影响	减小	无影响	无影响
功率输入	取决于比速度		增加	增加	增加	增加
减小压头的影响						
流量	增加		无影响	少量增加	无影响	无影响
功率输入	取决于比速度		减小	减小	减小	减小

还应考虑与特定泵有关的所有操作因素。这些因素包括应用的方式(连续或间歇)、运行速度的优先选择、将来的预期负荷极其对泵的压头和流量的影响、可获得的维修设备、并联或串联的可能性和其它给定任务的特殊条件。

一旦选定泵的类型与种类，就应查询额定值表(表 6.25)或额定值图(图 6.18)，确定能否从将采用的泵的制造商处获得适合的泵。如果流体力学要求处于二种型号标准泵之间，通常的做法是选择大一号的泵，除非有某种理由该设备要求精确的压头和流量。当某个制造商没有要求的设备时，查询其它制造商的工程数据。还应牢记当必须满足精确的压头和流量要求时，有些泵是需要为特定的任务定做的。

在制造商工程资料中的其它有关泵的数据包括在相同铸件内不同直径的叶轮的特性曲线(图 6.19)和某种一定直径的叶轮的可调的速度头 - 流量曲线(图 6.20)。注意要求输入功率

由图 6.18 和图 6.19 提供，也可由图 6.20 提供。表 6.25 的用法在表中作了说明。

回转泵的性能数据有几种方式提供。图 6.21 表示不同类型回转泵压头和流量范围的典型标绘。往复泵流量数据往往采用列表，如表 6.26。

表 6.25 典型离心泵的额定值表

流量		总压头			
gal/min	L/s	20ft, r/min·hp	6.1m, r/min·kW	25ft, r/min·hp	7.6m, r/min·kW
3CL					
200	12.6	910—1.3	910—0.97	1010—1.6	1010—1.19
300	18.9	1000—1.9	1000—1.41	1100—2.4	1100—1.79
400	25.2	1200—3.1	1200—2.31	1230—3.7	1230—2.76
500	31.5	—	—	—	—
4C					
400	25.2	940—2.4	940—1.79	1040—3	1040—2.24
600	37.9	1080—4	1080—2.98	1170—4.6	1170—3.43
800	50.5	—	—	—	—

注：例：1080－4 表示泵的转速为 1080 r/min；该泵运转所需的实际输入功率为 4hp(2.98kW)。

来源：根据 Goulds Pumps, Inc. 的数据压缩；SI 制数值由本手册编者添加。

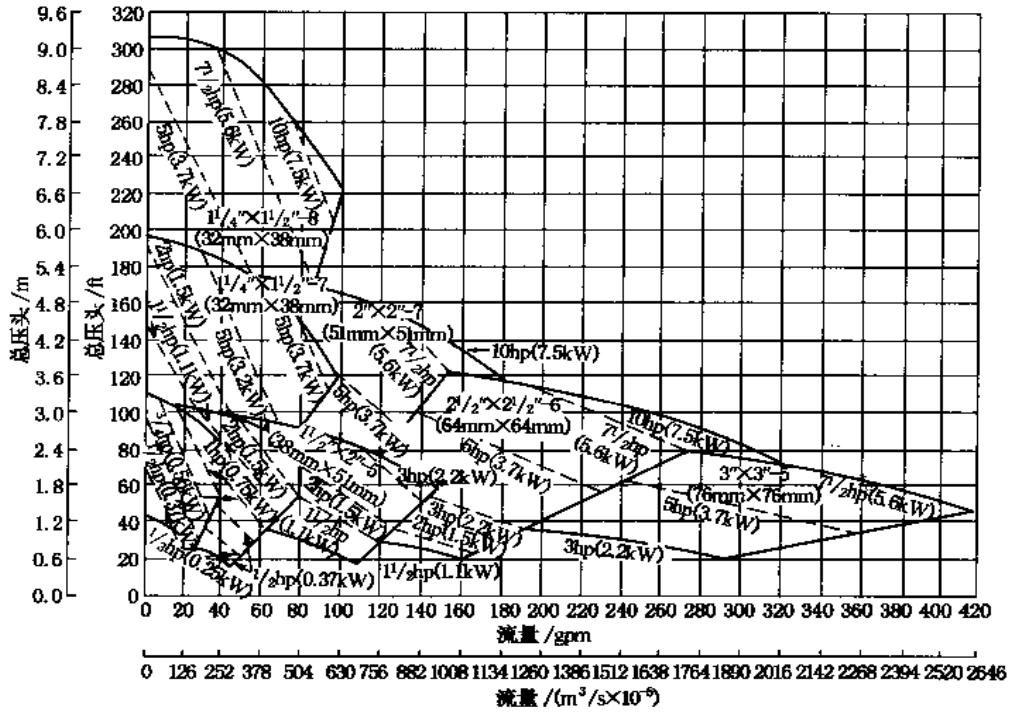


图 6.18 典型离心泵的额定值组合图(*Goulds Pumps, Inc.*)

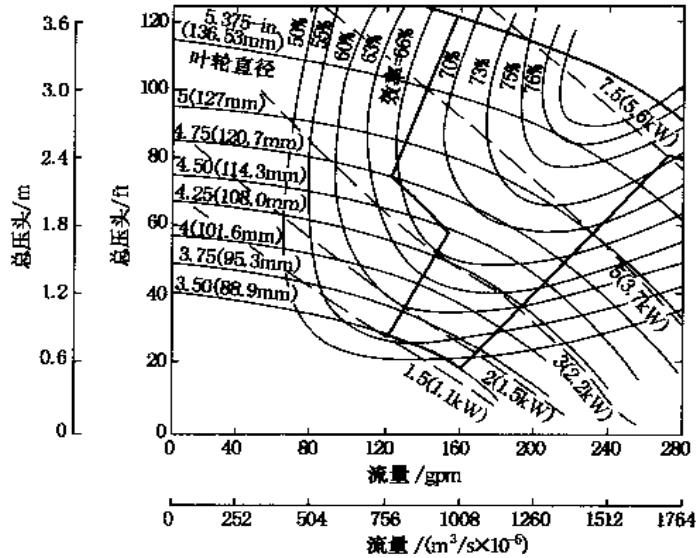


图 6.19　在相同铸件内当叶轮直径改变时泵的特性

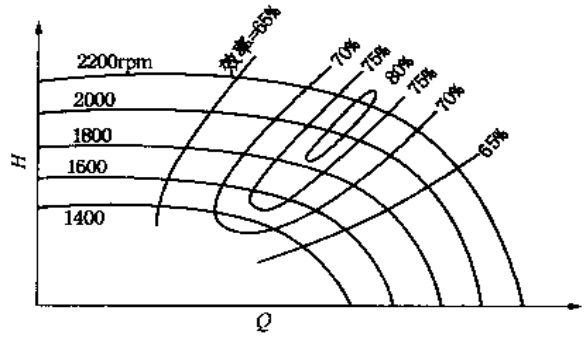


图 6.20　离心泵的可调速度头 – 流量曲线

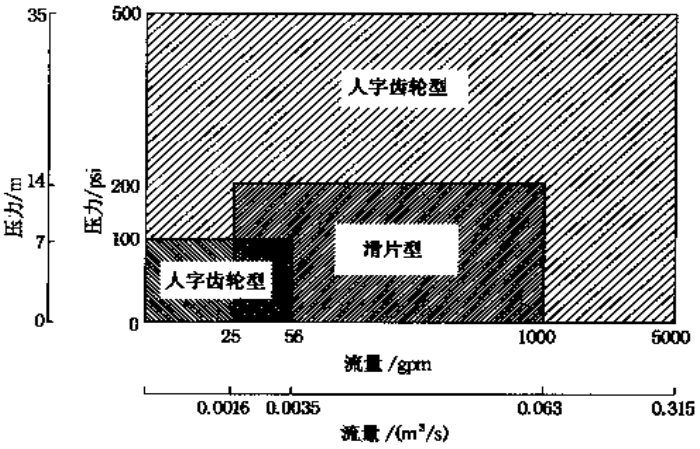


图 6.21　某些回转泵的流量范围(*Worthington Corp.*)

表 6.26 典型水平双缸活塞泵的流量

尺寸		冷水加压用			
				活塞速度	
in	cm	gal/min	L/s	ft/min	m/min
6×3½×6	15.2×8.9×15.2	60	3.8	60	18.3
7½×4½×10	19.1×11.4×25.4	124	7.8	75	22.9
9×5×10	22.9×12.7×25.4	153	9.7	75	22.9
10×6×12	25.4×15.2×30.5	235	14.8	80	24.4
12×7×12	30.5×17.8×30.5	320	20.2	80	24.4

尺寸		锅炉进水用					
				锅炉		活塞速度	
in	cm	gal/min	L/s	hp	kW	ft/min	m/min
6×3½×6	15.2×8.9×15.2	36	2.3	475	354.4	36	10.9
7½×4½×10	19.1×11.4×25.4	74	4.7	975	727.4	45	13.7
9×5×10	22.9×12.7×25.4	92	5.8	1210	902.7	45	13.7
10×6×12	25.4×15.2×30.5	141	8.9	1860	1387.6	48	14.6
12×7×12	30.5×17.8×30.5	192	12.1	2530	1887.4	48	14.6

来源：经 Worthington Corp. 许可。

6. 为装置所选泵的评价 用例 6.20 提供的方法校核离心泵的比速度。一旦知道比速度，由图 6.12 可求得叶轮类型和近似运转效率。

用例 6.20 的方法校核管路系统，看可获得的净正吸入压头是否等于或大于泵所需的净正吸入压头。

确定直立或水平泵哪种更符合要求。从占据场地、需要的净正吸入头(NPSH)、泵的启动和改变泵的用途的灵活性的角度，在某些装置中直立泵可能优于水平泵。但在顶部空间、腐蚀、磨蚀和方便维修是重要因素的情况下，水平泵可能更优越。

作为一般的指导原则，单吸离心泵可在总压头达 50ft(15m)下处理高达 50gal/min ($0.0032m^3/s$)的流量；单吸或双吸泵被用于处理 1000gal/min($0.063m^3/s$)的流量和 300ft(91m)的总压头；流量和压头超出上述数值，通常采用双吸或多级离心泵。

对用于各种目的的各类离心泵，机械密封已充分证明了其优越性。虽然机械密封比填料密封昂贵，但能减少泵的维修费用。

相关计算 这里讲述的方法可用于为各种用途——火力发电厂、原子能电站、炼油厂、化工厂、造纸厂、纺织厂、橡胶厂、食品厂、自来水厂、污水处理厂、空调和采暖、灌溉和洪水控制、采矿和建筑、船舶设施、工业液压技术、钢铁冶炼等——选择所有类型的泵——离心泵、回转泵或往复泵。

6.23 泵和系统特性曲线的分析

对下列条件分析一组泵和系统的特性曲线：无静压头的摩擦阻力损失、有静压头的摩擦阻力损失、无提升的泵、摩擦阻力小而静压头大的系统、有重力头的系统、有不同尺寸管道的系统、有二个排出头的系统、存在转向液流的系统、泵的磨损对特性曲线的影响。

【计算步骤】

1. 标绘系统摩擦阻力曲线　如没有静压头，系统摩擦阻力曲线通过原点(0，0)(图 6.22)，因为当没有泵提供的压头时，通过管道的流量为零。对大多数管道系统，摩擦头损失随系统中液体流量的平方变化。因此，系统的摩擦阻力曲线，也称为“摩擦头曲线”为抛物线——摩擦头随系统流量增加而增加。画出的曲线如图 6.22 所示。

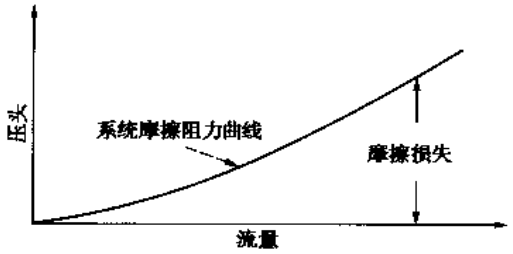
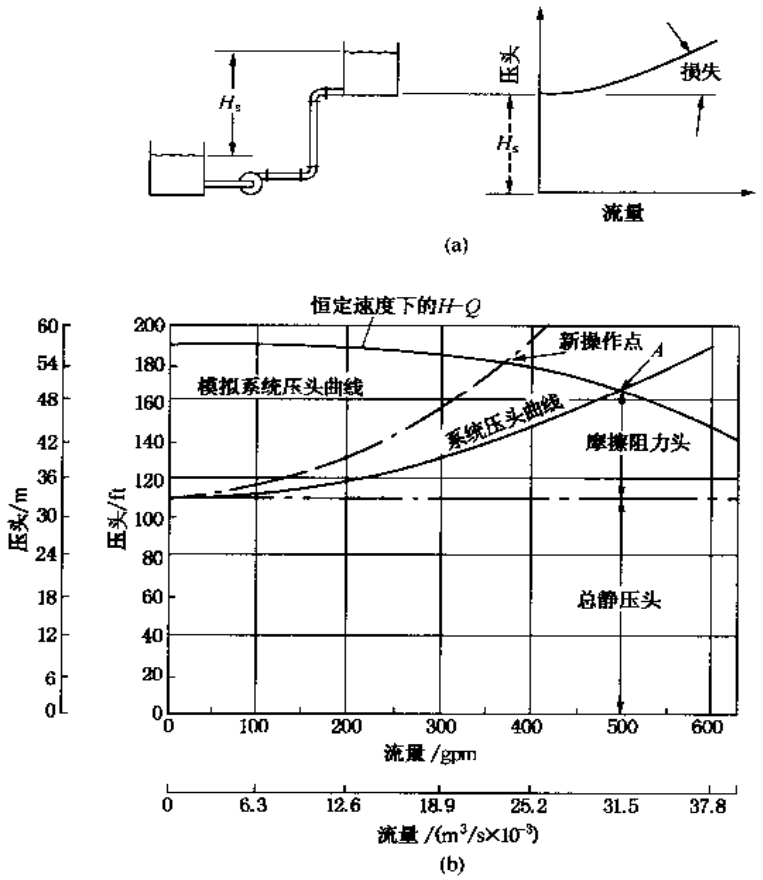


图 6.22　典型的系统摩擦阻力曲线

2. 标绘管道系统和系统压头曲线　图 6.23(a)表示典型的依靠泵的运转克服静排出压头的管道系统。图 6.23(b)中用虚线表示该装置的总静压头 H_{ts} = 110ft。因为静压头是物理尺寸，所以不随流量变化，对所有流量均为常数。在图 6.23(b)中画成一平行于横坐标的虚线。



曲线上的系统压头曲线(*Peerless Pump*.)

图 6.23　(a)明显的摩擦头损失和提升高度；(b)添加在泵的压头 – 流量

从无流动——零流量——点开始标绘各种流量——100、200、300gal/min 等的摩擦头损失。通过如例 6.7 所示的计算确定摩擦头损失。画出通过所获得点的曲线。这称为“系统压头曲线”。

在图 6.23(b)中标绘泵的压头 - 流量($H-Q$)曲线。$H-Q$ 曲线可从泵的制造商处获得，或由所考虑泵的 H 和 Q 列表值获得。$H-Q$ 曲线和系统压头曲线的交点 A 是泵的操作点。

通过部分关闭阀或使摩擦阻力发生某些其它变化改变给定管道系统的阻力会改变系统压头曲线的位置和泵的操作点。按前述方法计算摩擦阻力，并如图所示标绘人为的系统压头曲线。该曲线与 $H-Q$ 曲线的交点是泵的新操作点。系统压头曲线对分析给定泵对特定应用的适用性是有价值的。

3. 标绘无提升高度的系统压头曲线并计算摩擦阻力损失 当没有静压头或提升高度时，系统的压头曲线通过原点(0, 0)(图 6.24)。本系统，对 900gal/min (56.8L/s)的流量，采用流体力学学会(Hydraulic Institute)的管道摩擦阻力手册(*Pipe Friction Manual*)或例 6.7 的方法计算如下：

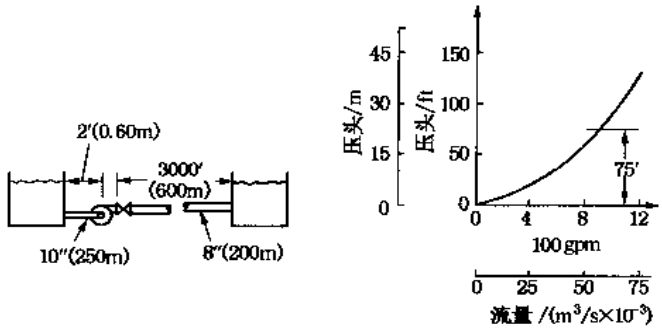


图 6.24 无提升；全部摩擦阻力头(*Peerless Pump*.)

	ft	m
由储槽进入 10in(254mm)吸入管道的进口损失，$0.5v^2/(2g)$	0.10	0.03
2ft(0.61m) 吸入管道中的摩擦阻力损失	0.02	0.01
泵的 10in(254mm)90°弯头的阻力损失	0.20	0.06
3000ft(914.4m)长 8in(203.2mm)直径排出管道的摩擦阻力损失	74.50	22.71
全开 8in(203.2mm)闸阀的阻力损失	0.12	0.04
由 8in(203.2mm)管道进入储槽的出口损失，$v^2/(2g)$	0.52	0.16
总摩擦阻力损失	75.46	23.01

用类似方法计算其它流量的摩擦阻力损失，并标绘系统压头曲线(图 6.24)。注意如果除排出管道的摩擦阻力外，本系统的所有阻力损失均可忽略，那么这些阻力损失不会有明显变化。但为精确起见，所有阻力损失都应进行计算。

4. 标绘低摩擦阻力、高压头系统的压头曲线 图 6.25 中的直立泵装置的系统压头曲线由总静压头 15ft(4.6m)和零流量开始。15000gal/min (946.4L/s)流量的摩擦阻力头计算如下：

	ft	m
长 20ft(6.1m)直径 24in 管道的摩擦阻力	0.40	0.12
24in 管道进入储槽的出口损失，$v^2/2g$	1.60	0.49
总摩擦阻力损失	2.00	0.61

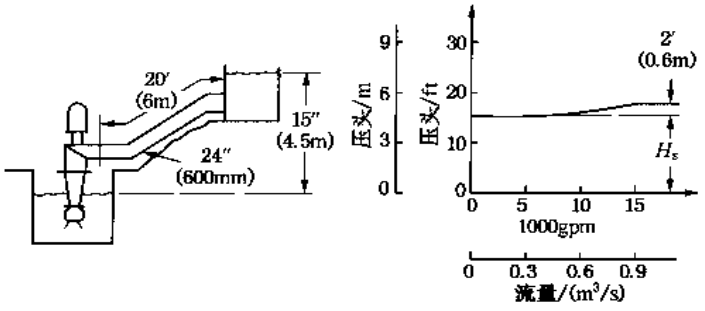


图 6.25 提升高度为主；小摩擦阻力头(*Peerless Pump*.)

因此，当流量为 15000gal/min(946.4L/s)时总压头 15 + 2 = 17ft 的几乎 90% 为静压头。但在为此任务选择泵时，忽略管道摩擦阻力和出口阻力损失可能引起值得重视的误差。

5. 标绘重力头系统的压头曲线　在有重力头(也称为"负提升高度")的系统中，流体流动将延续，直至系统的摩擦阻力损失等于重力头。在图 6.26 中，可获得的重力头为 50ft (15.2m)。仅利用重力头可获得高达 7200gal/min(454.3L/s)的流量。要获得更高的流量，需用泵克服二储槽间管道的摩擦阻力。对几种流量的摩擦阻力计算如下：

	ft	m
流量为 5000gal/min(315.5L/s)时长 1000ft(305m)直径 16in 管道的摩擦阻力损失	25	7.6
流量为 7200gal/min(454.3L/s)时的摩擦阻力损失 = 可获得的重力头	50	15.2
流量为 13000gal/min(820.2L/s)时的摩擦阻力损失	150	45.7

利用这 3 个流量数据，标绘系统的压头曲线(图 6.26)。

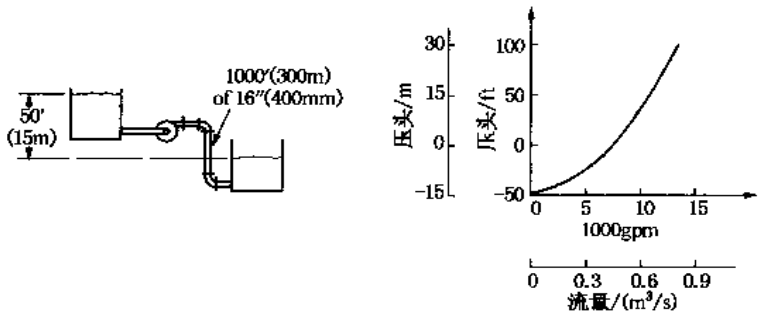


图 6.26　负提升高度(重力头)(*Peerless Pump*.)

6. 标绘不同管径的系统压头曲线　当采用不同直径的管道时，摩擦阻力损失对二种管径独立标绘。在给定的流量下，系统的总摩擦阻力损失是二种管道摩擦阻力损失之和。于是，这种组合系统的压头曲线表示静压头与各部分管道摩擦阻力损失之和。

图 6.27 表示有二种不同管径的系统。摩擦阻力损失计算如下：

	ft	m
流量为 150gal/min(9.5L/s)时长 200ft(60.9m)直径 4in(102mm)管道的摩擦阻力损失	5	1.52
流量为 150gal/min(9.5L/s)时长 200ft(60.9m)直径 3in(76.2mm)管道的摩擦阻力损失	19	5.79
3in(76.2mm)和 4in(102mm)管道的总静压头	10	3.05
流量为 150 gal/min(9.5L/s)时的总压头	34	10.36

计算其它流量下的总压头并标绘系统压头曲线如图 6.27 所示。

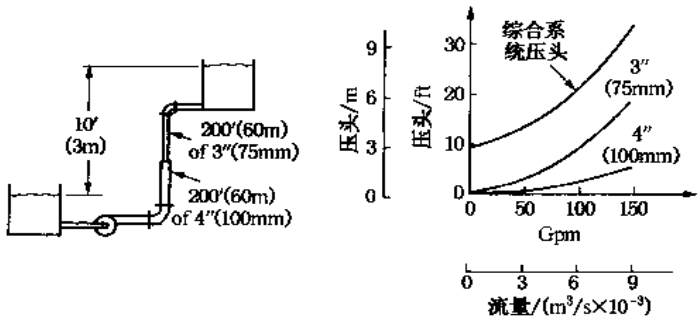


图 6.27　有二种不同直径管道的系统(*Peerless Pump*.)

7. 标绘二排出压头的系统压头曲线 图 6.28 表示一典型的有二个不同的排出头的泵送系统。当排出头不同时，标绘各自的系统压头曲线。将相同压头处二管道的流量相加求得组合系统压头曲线上的点(图 6.28)。于是，

	ft	m
流量为 550gal/min(34.7L/s)时长 1000ft(305m)直径 8in 管道的摩擦阻力损失	10	3.05
流量为 1150 gal/min(72.6L/s)时的摩擦阻力损失	38	11.6
流量为 1150gal/min(72.6L/s)时的摩擦阻力损失 + 管道 1 的提升高度	38 + 50 = 88	26.8
流量为 550 gal/min(34.7L/s)时的摩擦阻力损失 + 管道 2 的提升高度	10 + 78 = 88	26.8

该组合系统在压头 88ft 时的流量为 1150 + 550 = 1700gal/min(107.3L/s)。为了获得 1700 gal/min(107.3L/s)通过该系统的流量，需要一能产生 88ft(26.8m)压头的泵。

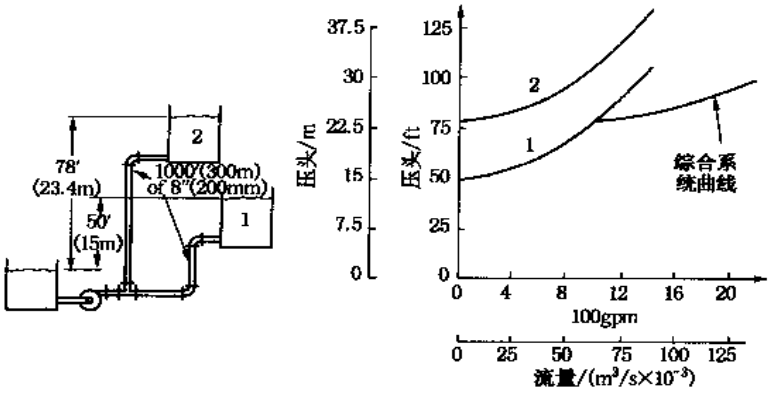


图 6.28 有二个不同排出头的系统(*Peerless Pump*.)

8. 标绘存在转向液流的系统压头曲线 为了分析有转向流的系统，假定在中间点分流恒定流量的液体。对管道 1 以通常方式将摩擦阻力损失对流量进行标绘(图 6.29)。对管道 3 在零压头处将曲线向右移动到流量等于 Q_2 处，因为这代表通过管道 1 和 2 但不通过管道 3 的流量。通过在给定流量处将管道 1 和 3 的压头损失相加标绘组合系统的压头曲线。以 Q = 300gal/min(18.9L/s)，管道 1 = 500ft(152.4m)直径 10in(254mm)的管道，而管 3 = 50ft(15.2m)直径 6in(152.4mm)的管道：

	ft	m
流量为 1500gal/min(94.6L/s)时通过管道 1 的摩擦阻力损失	11	3.35
管道 3 的摩擦阻力损失(流量为 1500 - 300 = 1200gal/min)(75.7L/s)	8	2.44
输送流量为 1500 gal/min(94.6L/s)转向液流的摩擦阻力损失	19	5.79

9. 标绘泵磨损的影响。当泵发生磨损时，会引起流量和效率的损失 但损失的程度取决于系统压头曲线的形状。对离心泵(图 6.30)，如系统压头曲线平坦，与压头曲线陡峭的系统相比，一定磨损程度的流量损失较大。

可通过标绘其 $H - Q$ 曲线确定磨损泵的流量损失。通过在不同流量时对泵进行测试并标绘相应的压头求得该曲线。在同一图上标绘相同尺寸的新泵的 $H - Q$ 曲线(图 6.30)。标绘系统压头曲线，并如图 6.30 所示确定流量损失。

相关计算　对处理任何种类的液体——油、水、化学品等的任何类型的泵——离心泵、往复泵和回转泵运用本节提供的方法。如 *Chemical Engineering* 和 FMC Corp. 的 Peerless Pump 分部所报道，本法是 Melvin Mann 的工作。

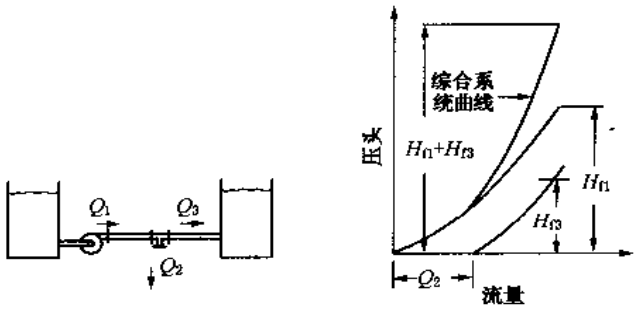


图 6.29　从主管分流部分液体(*Peerless Pump*.)

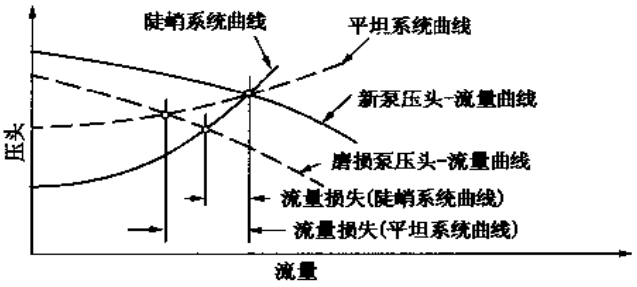


图 6.30　泵磨损对泵流量的影响(*Peerless Pump*.)

6.24　热液体泵的净正吸入头

如果一双吸冷凝水泵处理绝压 2.0inHg 柱(6.8kPa)冷凝器热水井中 100℉(311K)的水，如果泵的中心线在热水井液面以下 10ft(3.05m)和吸入管道和管件的摩擦压头损失为 5 ft (1.5m)水柱，当该泵以 1750r/min 运转时最大流量为多少?

【计算步骤】

1. 计算该泵的净正吸入压头　当液体供应源高于泵进口时，泵的净正吸入压头 h_n 等于液面压力 + 静吸入压头 - 吸入管道和泵进口的摩擦阻力压头损失 - 液体的蒸气压，各项均以所处理液体的 ft 纯液柱表示。当液体供应源低于泵的中心线——即有静吸入高度时，那么与上述关系式中加上静吸入压头相反，从液面压力中减去此垂直提升高度。

100℉水的密度为 62.0lb/ft^3。液面上的压力以 ft 纯液柱表示为(2.0inHg 柱)(1.133)(62.4/62.0) = 2.24ft。在上述计算中，1.133 = ft^{3}9.2℉的水柱 = 1inHg 柱，62.4 = 39.2℉水的密度(lb/ft^3)。采用 39.2℉的温度是因为此温度下水的密度最大。于是为了将 inHg 柱转化为 in 水柱，计算乘积(inHg 柱)(1.133)(39.2℉时水的密度)/(操作温度时纯水的密度)。二密度值以相同单位表示，通常采用 lb/ft^3。

净吸入头是用操作温度下的 ft 液柱度量的物理尺度。在本装置中 h_{st} = 10ft 纯水柱。

摩擦阻力压头为 5ft 最大密度的水柱。为了转化成 ft 纯水柱，乘以 39.2℉和操作温度下

水密度的比值，或 $5\times(62.4/62.0)=5.03$ft。

由蒸汽表查得 100℉时水的蒸汽压为 0.949psia。计算(蒸汽压，psia)(144ft²/in²)/(操作温度下的液体密度，将蒸气压转化为英尺纯液柱，或 $0.949\times144/62.0=2.204$ 纯液柱。

利用所有已知压头，净正吸入压头 $h_n=2.24+10-5.03-2.204=5.01$ft(1.53m) 纯液柱。

2. 确定冷凝水泵的流量 利用流体力学学会(Hydraulic Institute)的曲线(图 6.31)确定泵的最大流量。在图的左边读得净正吸入压头 5.01ft，然后向右水平投射到 3500r/min[1] 的曲线与之相交。在图的顶部读得流量为 278gal/min(0.0175m³/s)。

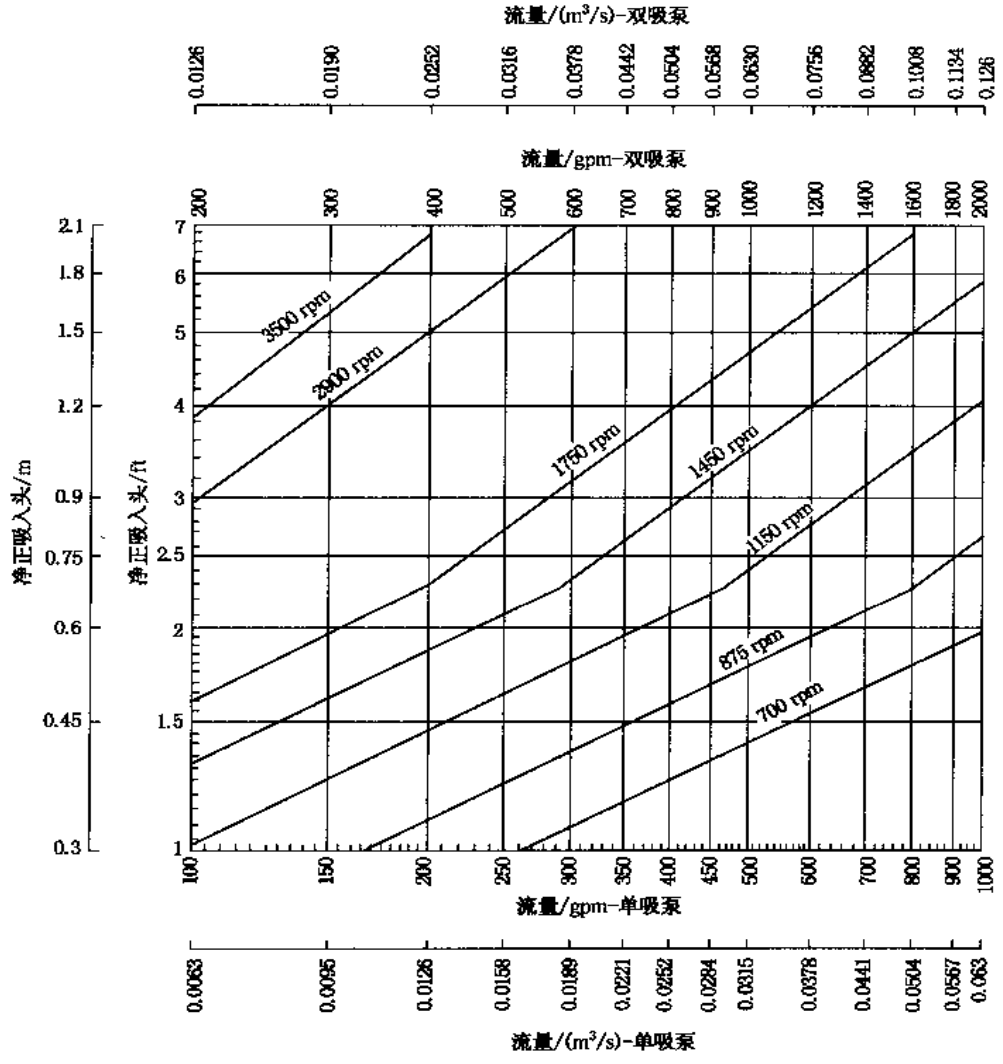


图 6.31 泵轴通过叶轮中孔的冷凝水泵的流量和速度限制(*Hydraulic Institute*)

相关计算 本法可用于任何处理高温水的冷凝水泵或锅炉进水泵。不同结构类型的泵的流量曲线查询利用流体力学学会(Hydraulic Institute)的标准。一般说来，是流体力学学会成员

[1] 此处与题述矛盾，按题述为 1750r/min，译者注。

的泵制造商会按照标准确定所生产泵的额定值，而由目录中的流量表或曲线选择的泵能输送指定的流量。计算处理挥发性石油产品的泵的流量可采用类似的方法。在应用本法时要确保参考标准的最新版本。

6.25　离心泵的最小安全流量

一离心泵处理 220°F(373K)的水并具有 3200ft(975m)的关闭压头(关闭排出阀)。在关闭时泵的效率是 17%，而输入制动功率是 210h_p。为防止关闭时过热，通过泵的最小安全流量为多少？如果净正吸入压头(NPSH)为 18.8ft(5.73m)水柱和液体相对密度为 0.995，确定最小安全流量。如果泵内存有 500lb(227kg)水，确定关闭时的温度上升速度。

【计算步骤】

1. 计算泵的温升　由于排出阀关闭，泵的输入功率在泵壳内转化为热量并引起液体温度上升。温升 $t=(1-e)\times H_s/778e$，式中 t 为关闭期间的温升(°F)；e 为泵的效率，用小数表示；H_s 为关闭压头(ft)。对本泵，$t=(1-0.17)\times 3200/(778\times 0.17)=20.4$°F(11.3℃)。

2. 计算最小安全液体流量　对一般用途的泵，最小安全流量 M(gal/min)为 6.0(关闭时的输入制动功率)/t。或 $M=6.0\times 210/20.4=62.7$gal/min(0.00396m^3/s)。该方程包括 20%的安全因子。

离心锅炉进水泵通常最大允许温升为 15°F。为防止水的温升超过 15°F，关闭期间制动功率每 100h_p 输入泵的最小允许流量为 30 gal/min。

3. 计算运行净正吸入压头(NPSH)的温升　220°F时 18.8ft 的 NPSH 相当于 $18.8\times 0.433\times 0.995=7.78$psia 的压力，式中因子 0.433 将 1ft 水柱转化为 1lb/in^2。由蒸汽表查得 220°F时水的蒸汽压为 17.19psia。于是，在闪蒸发生前水能获得的总蒸汽压等于 NPSH 压力 + 操作温度下的蒸汽压 = 7.78 + 17.19 = 24.97psia。在蒸汽表中查得该压力及其对应温度 240°F。那么，水的允许温升为 240 − 220 = 20°F。利用步骤 2 的安全流量关系，最小安全流量为 62.9gal/min(0.00397m^3/s)。

4. 计算温升速度　在任何离心泵中，温升速度 t_r(°F/min)为 42.4(关闭时输入制动马力)/(wc)，式中 w 为泵内液体质量(lb)；c 为泵内液体比热[Btu/(lb)(°F)]。本泵内有比热 c 为 1.0 的 500 lb 水，$t_r=4.2\times 210/(500\times 1.0)=17.8$°F/min(0.16K/s)。这是非常迅速的温升，几分钟内即可能导致过热。

相关计算　本法可用于为任何目的——发电、工艺、船舶、工业或商业——处理任何液体的任何离心泵。如果需要，泵制造商可提供给定型号泵的温升曲线。该曲线被添加在泵的特性曲线上，表示伴随泵的特定流量的温升。

6.26　选择处理粘稠液体的离心泵

为在总压头 100ft(30.5m)下输送 750gal/min(0.047m^3/s)1000 塞氏粘度单位(SSU)的油选择——离心泵。泵送温度下这种油的相对密度为 0.90。说明当泵输送粘稠液体时如何标绘特性曲线。

【计算步骤】

1. 确定需要的校正因子　处理粘稠液体的离心泵必需获得较大的流量和压头，它需要比处理水的同样的泵更大的功率。利用输送水时泵的性能——得自由流体力学学会编纂的泵

的特性曲线或泵性能参数表——图 6.32，可求得校正因子。这种图只能在标度范围内使用；不得外推。对混流或轴流泵或特殊设计的泵不得使用这种图。仅可对处理均匀液体的泵使用这种图；淤浆、凝胶、纸浆等可能导致不正确的结果。在使用这种图时，可获得的净正吸入压头被假定对该泵是适当的。

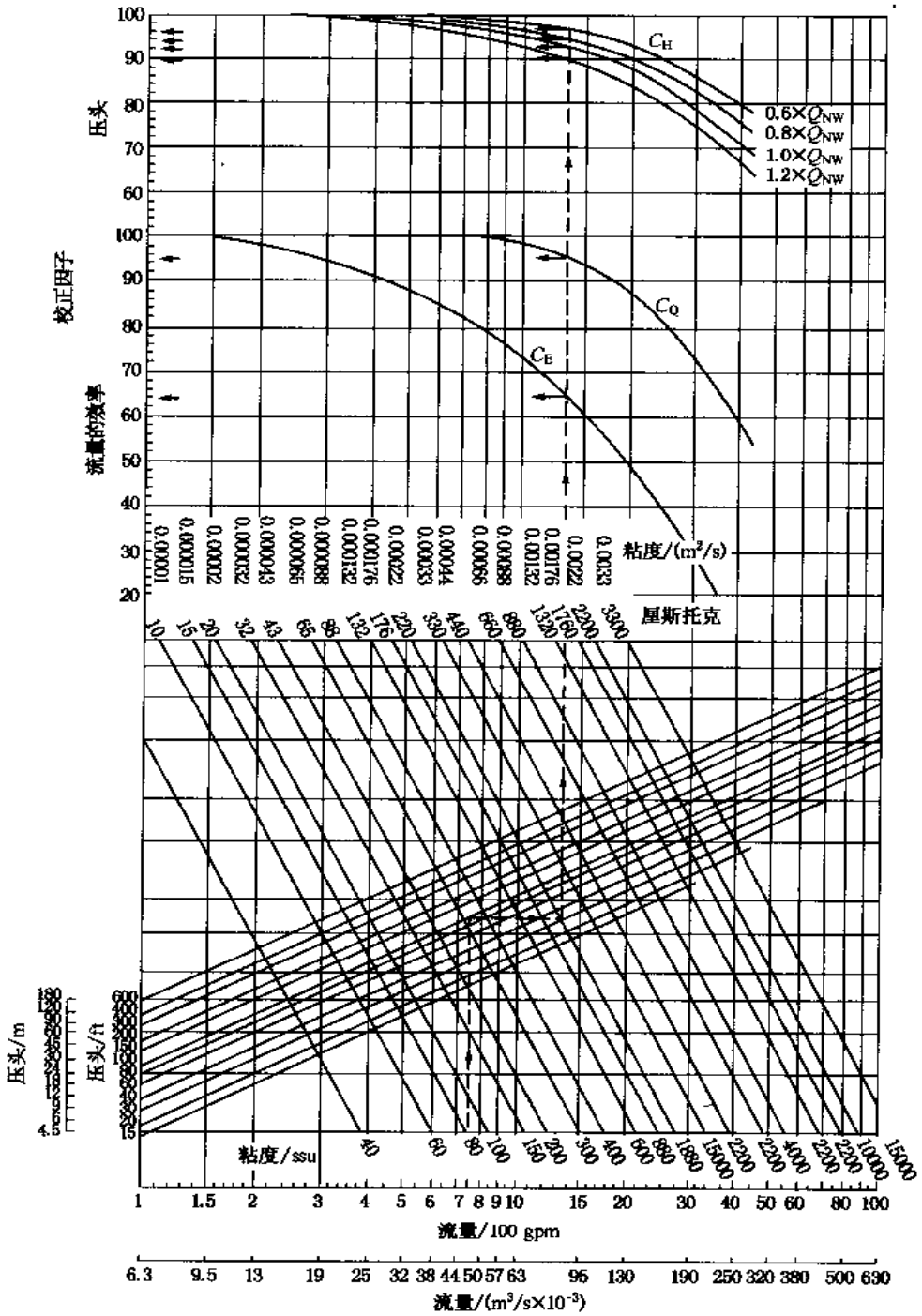


图 6.32 用离心泵处理粘稠液体的校正因子(流体力学学会)

为利用图 6.32，在底部找到所需流量 750gal/min，垂直投射到与要求压头 100ft 的曲线相交。再由交点水平投射到 1000SSU 的粘度曲线，然后垂直向上投射到各校正因子曲线，对 $1.0Q_{NW}$，读得 $C_E = 0.635$；$C_Q = 0.95$；$C_H = 0.92$。下标 E、Q、H 分别指效率、流量和压头。NW 指特定效率下水的流量。在最高效率下，水的流量给定为 $1.0Q_{NW}$；以等于或小于一的数值表示的其它效率，将提供不同的流量。

2. 计算需要的水的特性　该泵所需水的流量 $Q_w = Q_v/C_Q$，式中 Q_v 为粘稠液体流量，gal/min。对该泵，$Q_w = 750/0.95 = 790$gal/min。同样地，水的压头 $H_w = H_v/C_H$，式中 H_v 为粘稠液体压头。或 $H_w = 100/0.92 = 108.2$，近似为 109ft 水柱。

选择一以 109ft 水柱压头输送 790gal/min 水的泵，将获得所需的粘稠液体压头和流量。选择此泵使之以恰好或接近水的最高效率运转。如果对该泵在流量为 790gal/min 时输送水的效率 $E_w = 81\%$，在处理粘稠液体时效率 E_v ● $= E_w C_w$。或 $E_v = 0.81 \times 0.65 = 0.515$，即 51.5%。

当处理粘稠液体时，该泵的输入功率 $P_v = Q_v H_v s/(3960E_v)$，式中 s 为粘稠液体的相对密度。对该泵，$P_v = 750 \times 100 \times 0.90/(3960 \times 0.515) = 33.1$hp(24.7kW)。

3. 标绘输送粘稠液体的特性曲线　当泵输送水的特性已知时，按照如下八步骤标绘输送粘稠液体时离心泵的完整的特性曲线：(a)获取将采用的泵的一组完整的特性曲线(H、Q、P、E)。(b)确定输送水时泵的最高效率点的位置。(c)读得该点泵的流量 Q gal/min。(d)计算最高效率时 $0.6Q$、$0.8Q$、$1.2Q$ 的数值。(e)利用图 6.32 确定步骤 c 和 d 中各流量的校正因子。在考虑多级泵的场合，利用图 6.32 时采用每级压头(=泵总压头，ft /级数)。(f)用取自图 6.32 的校正因子，对步骤 c 和 d 中各流量校正压头、流量和效率。(g)对校正流量标绘校正压头和效率，如图 6.33 所示。(h)计算每种流量的输入功率，并进行标绘。通过所求得的点绘制光滑的曲线(图 6.33)。

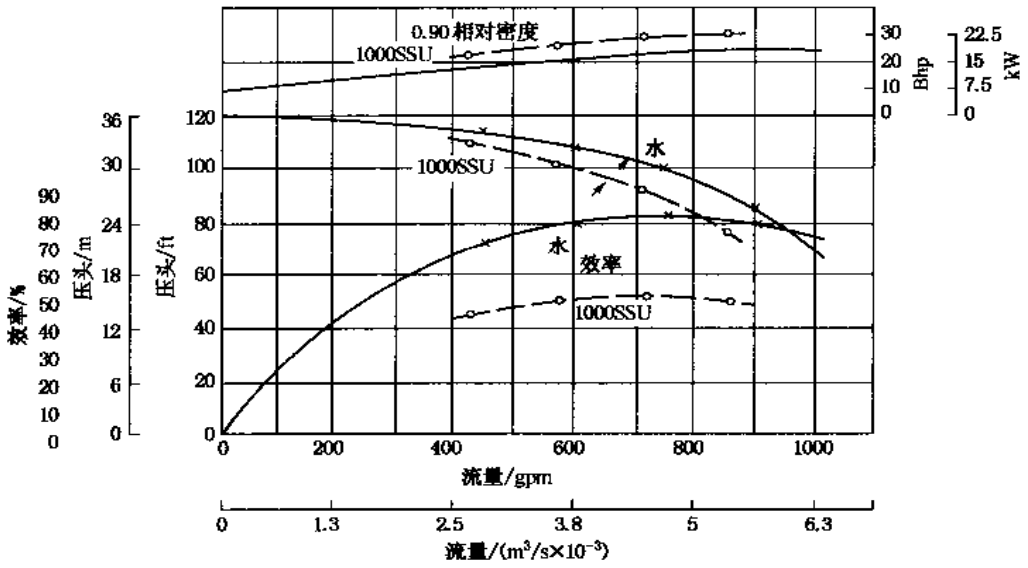


图 6.33　水(实线)和油(虚线)的特性曲线(流体力学学会)

● 原文误排为 E_w，译者注。

相关计算 本节提供的方法可用于任何离心泵输送的均匀的粘稠液体——石油、汽油、煤油、水银等。注意只能在标度范围内使用图 6.32；不要外推。本节所述的方法是由流体力学学会制订的。要了解本法的新进展，必须查询流体力学学会——标准的最新版本。

6.27 液体粘度对再生泵性能的影响

一再生(涡轮)泵的水压头 - 流量和输入功率特性曲线如图 6.34 所示。对四种将用该泵输送的不同粘度——400、600、900 和 1000 塞氏粘度单位(SSU)的油确定压头 - 流量和输入功率特性曲线。粘度增大对泵的性能有什么影响？

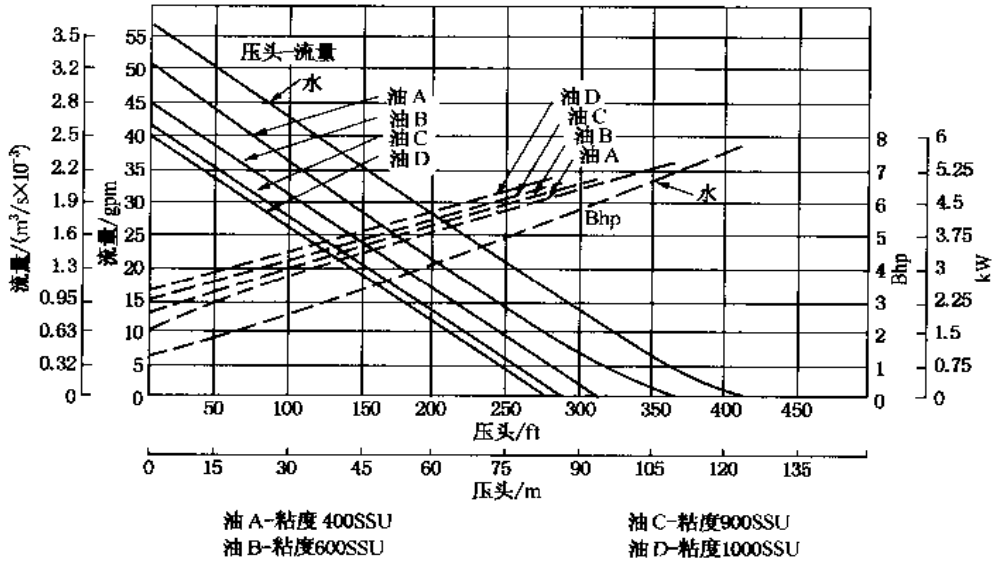


图 6.34 处理水和油时再生泵的性能(*Auorra Pump division*, *The New York air Brake Co*.)

【计算步骤】

1. 标绘输送水时泵的特性 从制造商处或从工程数据手册获取输送水时泵的特性。利用特性表读取各流量和功率点，并通过这些点绘制光滑的曲线(图 6.34)。

2. 标绘输送粘稠液体时泵的特性 再生泵输送粘稠液体的特性可由真实设备的测试获得。因此这类数据的惟一来源是制造商。由泵制造商或测试数据获得这些特性，并对每种油或其它液体标绘这些数据，如图 6.34 所示。

3. 评价粘度对泵性能的影响 研究图 6.34 以确定粘度增大对泵的性能的影响。于是，在一定的压头，如 100ft 下，泵的流量随液体粘度的增大而减小。在 100ft 压头下，该泵输送水的流量为 43.5gal/min(图 6.34)。在 100ft 压头下，该泵输送各种油的流量分别为：对粘度 400SSU 的油为 36gal/min，对粘度 600SSU 的油为 32gal/min，对粘度 900SSU 的油为 28gal/min，而对粘度 1000SSU 的油为 26 gal/min。在图 6.34 标绘的其它压头下，泵的流量也有类似的减小。于是，作为普遍规律，可以说在恒定压头下再生泵的流量随液体粘度的增加而减小。或反之，在恒定流量下，获得的压头随液体粘度的增加而减小。

对此泵输入功率的标绘表明输入功率随液体粘度的增加而增加。

相关计算 本法可用于输送任何液体——水、石油、煤油、汽油等的再生泵。液体粘度

的减小——与水的粘度相比——将产生与粘度增加相反的效应。

6.28　液体粘度对往复泵性能的影响

当以 50 冲程/min 运转时，一蒸汽直接驱动的往复泵以流量 100gal/min(0.0063m³/s)输送 70℉(294K)的水。该泵输送粘度为 2000SSU 的原油流量为多少？该泵输送 125℉(325K)的水流量为多少？

【计算步骤】

1. 确定推荐的泵性能的变化　任何类型的——蒸汽直接驱动的或电力驱动的——具有任何数目——1～5 或更多——液体输送缸的往复泵通常以处理 250SSU 的液体或 70℉(21℃)的水时的最大输送量为额定值。在较高的液体粘度或水温下，速度——每分钟泵的冲程数或转数——将减小。表 6.27 表示各种液体粘度和水温下往复泵的典型推荐速度校正因子。该表表明对粘度为 2000SSU 的液体，泵的速度减小 20%。当处理 125℉(325K)的水时，如表 6.27 所示，泵的速度减小 25%。

表 6.27　速度校正因子

液体粘度/SSU	速度减小/%	水　温		速度减小/%
		℉	℃	
250	0	70	21.1	0
500	4	80	26.2	9
1000	11	100	37.8	18
2000	20	125	51.7	25
3000	26	150	65.6	29
4000	30	200	97.3	34
5000	35	250	121.1	38

2. 计算泵的输送流量　任何往复泵的输送流量正比于其每分钟的冲程次数或旋转次数。

在输送粘度为 2000SSU 的油时，该泵每分钟的冲程次数必须减小 20%，或 $50 \times 0.2 = 10$ 冲程/min。因此泵的运行速度将为 $50 - 10 = 40$ 冲程/min。因为泵的输送流量正比于其运行速度，所以 2000SSU 的油的输送流量为 $(40/50) \times 100 = 80$gal/min(5.1L/s)。

在输送 125℉(51.7℃)的水时，该泵每分钟的冲程次数必须减小 25%，或 $50 \times 0.25 = 12.5$ 冲程/min。因此泵的运行速度将为 $50 - 12.5 = 37.5$ 冲程/min。因为泵的输送流量正比于其运行速度，所以 125℉(51.7℃)的水的输送流量为 $(37.5/50) \times 100 = 75$gal/min (4.7L/s)。

相关计算　本法可用于处理表 6.27 范围内的任何液体的往复泵。这些液体包括原油、煤油、汽油、盐水、水等。

6.29　粘度和溶解气体对旋转泵的影响

回转泵以 20in(508mm)Hg 柱的泵进口真空度处理含 5%夹带气体和 10%溶解气体粘度为 8000SSU 的液体。该泵在处理不含气体且粘度小于 600SSU 的液体时额定流量为 1000gal/min (63.1L/s)。没有滑移时，此泵的输出流量为多少？存在 10%的滑移时，此泵的输出流量又为多少？

【计算步骤】

1. 计算要求的泵的减速 当液体粘度超过600SSU时，许多泵制造商推荐减小回转泵转速，以免运行时产生过大噪音和震动。通常推荐的转速减小如表6.28所列。

表6.28 适用于各种液体粘度的旋转泵转速减小

液体粘度/SSU	转速减小(以泵额定转速为基准)/%	液体粘度/SSU	转速减小(以泵额定转速为基准)/%
600	2	6000	30
800	6	8000	40
1000	10	10000	50
1500	12	20000	55
2000	14	30000	57
4000	20	40000	60

由于此泵处理8000SSU的液体，如表6.28所示，转速必须减小40%。因为回转泵的输送流量与转速成正比，所以在处理8000SSU的液体时，该泵的输出流量为(1000 gal/min)×(1.0-0.4)=600gal/min(37.9L/s)。

2. 计算气体对泵输出流量的影响 如表6.29所示，夹带或溶解的气体会减小回转泵的输出流量。当泵的进口压力低于大气压时，液体中的气体会膨胀，气体将占据一部分泵室，减小液体流量。

由于20in(508mm)Hg柱的泵进口真空度以及含5%夹带气体和10%溶解气体，表6.29表明液体排出量为额定排出量的74%。于是，在处理这种粘稠的含气体的液体时，如果没有滑移，该泵的输出流量是(600gal/min)(0.74)=444gal/min(28.0L/s)。

3. 计算滑移对泵输出流量的影响 滑移减少回转泵的输出流量与滑移量成正比。于是，由于10%的滑移，此泵的输出流量为(444gal/min)(1.0-0.1)=399.6gal/min(25L/s)。

表6.29 夹带或溶解气体对回转泵液体排出量的影响(液体排出量：排出百分数)

泵进口的	气体夹带					气体溶解度					气体夹带和溶解综合				
真空度/	1%	2%	3%	4%	5%	2%	4%	6%	8%	10%	1%	2%	3%	4%	5%
inHg(mmHg)											2%	4%	6%	8%	10%
5(127)	99	97½	96½	95	93½	99½	99	98½	97	97½	98½	96½	96	92	91
10(254)	98½	97¼	95½	94	92	99	97½	97	95	95	97½	95	90	90	88¼
15(381)	98	96½	94½	92½	90½	97	96	94	92	90½	96	93	89½	86½	83¼
20(508)	97½	94½	92	89	86½	96	92	89	86	83	94	88	83	78	74
25(635)	94	89	84	79	75½	90	83	76½	71	66	85½	75½	68	61	55

注：例如：有5%夹带气体在15inHg(381mmHg)真空度下，忽略滑移液体排出量将为泵额定排出量的90½%，或有10%溶解气体，液体排出量将为泵额定排出量的90½%，和有5%夹带气体及10%溶解气体，液体排出量将为泵额定排出量的83¼%。

来源：承The New York Air Brake Co. Kinney Mfg. Div. 许可。

相关计算 本法可用于处理任何清洁、粘稠液体的任何类型回转泵——齿轮泵、凸轮泵、螺杆泵、转叶泵、滑板泵或有导板的旋转泵。在液体不含气体的场合，仅采用粘度校正。在液体粘度小于600SSU，但含有气体或空气时，采用夹带或溶解气体校正，否则同时采用二种校正。

6.30 选择强制和诱导排风机

燃烧计算标明燃油水管锅炉在最大负荷下需要 200000 lb/h(25.2kg/s)燃烧空气。如果进口空气的平均温度为 75°F(297K)和离开空气预热器的燃烧气体平均温度为 350°F(450K)，而周围环境的大气压为 29.9inHg 柱，为上述锅炉选择强制和诱导排风机。空气进口侧的压力损失(in 水柱)是：空气加热器，1.5；空气输送管道，0.75；空气室，1.75；烧嘴，1.25。锅炉和有关设备的排风损失(in 水柱)是：炉压，0.20；锅炉，3.0；过热器，1.0；省煤器，1.50；空气加热器，2.00；摄取导管和调节风门，1.25。确定风机的排出压力和输入功率。锅炉在满负荷时燃烧 18000 lb/h(2.27kg/s)燃料油。

【计算步骤】

1. 计算燃烧所需空气量 燃烧计算表明 200000lb/h 空气是该锅炉燃烧的理论需要量。必须在此理论需要量上加上燃烧器的允许过量空气和空气加热器与炉子的泄漏。对该锅炉允许 25%过量空气。对一定装置，精确的允许空气过量系数取决于燃烧的燃料类型。但是，25%的允许过量空气是电厂设计者对煤、油和天然气燃烧所用的平均值。采用此平均允许值，所需的过量空气为 $200000 \times 0.25 = 50000$ lb/h。

空气加热器泄漏量约为理论空气需要量的 1%～2%。采用 2%，空气加热器泄漏允许值为 $200000 \times 0.02 = 4000$ lb/h。

炉子泄漏量约为理论空气需要量的 5%～10%。采用 7.5%，炉子泄漏允许值为 $200000 \times 0.075 = 15000$ lb/h。

空气总需要量为理论需要量、过量空气和泄漏量之和，或 $200000 + 50000 + 4000 + 15000 = 269000$ lb/h。强制排风机必须至少向锅炉提供此流量的空气。通常的做法是对风机的风量采用 10%～20%的安全因子，以保证在所有操作条件下足够的空气供给。此安全因子应用于总空气需要量。采用 10%的安全因子，风机风量为 $269000 + 269000 \times 0.1 = 295000$ lb/h。将此值圆整为 296000 lb/h(37.3kg/s) 风机风量。

2. 以 ft^3/min 表示空气流量 将以 lb/h 表示的空气流量转化为 ft^3/min。为进行转化，采用环境空气温度安全因子以保证在高环境温度期间足够的空气供给。在环境温度高时，空气密度较低，于是风机供给锅炉的空气量较少。通常的做法是对已知环境温度采用 20%～25%的安全因子。采用 20%，用于风机选择的环境温度为 $75 + 75 \times 0.2 = 90$°F。在 Baumeister 的《机械工程师标准手册》(*Standard Handbook for Mechanical Engineers*)中查得 90°F 时空气密度为 0.0717 lb/ft^3。转化：$ft^3/min = (lb/h)/[60(lb/ft^3)] = 296000/(60 \times 0.0711)$● $= 69400 ft^3/min$。这是强制排风机应具有的最小风量。

3. 确定强制排风机的排风压力 强制排风机出口和炉子间的总阻力是空气加热器、空气管道、空气室、燃烧器压力损失之和。对本锅炉，以 in 水柱表示的总阻力为 $1.5 + 0.75 + 1.75 + 1.25 = 5.25$in 水柱。对所需排出压力采用 15%～30%的安全因子以保证所有时间足够的空气流量。采用 20%的安全因子，风机排出压力为 $5.25 + 5.25 \times 0.20 = 6.30$in 水柱。因此，风机必须以 6.30in 水柱的压力输送流量为 $69400 ft^3/min$ 的空气。

4. 计算驱动强制排风机所需功率 任何风机输送空气的功率为 $0.0001753 H_f C$，式中 H_f

● 原文似误排为 0.0717，译者注。

为风机提供的总压头(in 水柱)；C 为空气流量(ft^3/min)。对本风机，输送空气的功率 = $0.0001753 \times 6.3 \times 69400 = 76.5hp$。假定或得到在额定流量($69400ft^3/min$)和压力(6.30in 水柱)下风机和风机驱动设备的效率。风机效率为 75%，并假定风机用效率为 90%的电动机驱动，风机－电动机组合的总效率为 $0.75 \times 0.90 = 0.675$，或 67.5%。那么，所需电动机功率为输送空气功率/总效率 = 76.5/0.675 = 113.2hp (84.4kW)。选择 125hp 的电动机，因为这是可方便的购得的最接近而略大于需要的设备。当计算能力小于标准能力时，通常的做法是选择稍大的标准能力，除非对极大的风机可定制专门的电动机。

5. 计算输送烟道气流量 进入引风机的气体量为步骤 1 中燃烧所需的实际空气量、锅炉和炉子的空气泄漏量和烧掉的燃料质量之和。采用锅炉和炉子的空气泄漏量为 10%(这是实际采用的典型的泄漏因子)，气体流量如下：

	lb/h	kg/s		lb/h	kg/s
所需空气流量	296000	37.3	烧掉的燃料油重量	18000	2.3
锅炉和炉子的空气泄漏量	29600	3.7	总计	343600	43.3

由锅炉的燃烧计算确定烟道气的密度。假定锅炉的燃烧计算表明在出口气体温度下烟道气密度为 $0.045lb/ft^3$($0.72kg/m^3$)。为确定出口气体温度，对给定出口温度，350℉(176.6℃)采用 10%的安全因子。因此，出口气体温度为 350 + 350 × 0.10 = 385℉(196.1℃)。那么，烟道气流量(ft^3/min)为(烟道气流量，lb/h)/[60 ×(烟道气密度，lb/ft^3)] = 343600/(60 × 0.045) = $127000ft^3/min$($59.9m^3/s$)。对烟道气量采用 10% ~ 25%的安全因子以允许增加气体流量。采用 20%的安全因子，风机必须处理的实际烟道气流量为 127000 + 127000 × 0.20 = $152400ft^3/min$($71.8m^3/s$)，对风机选择近似取 $152500ft^3/min$。

6. 计算引风机的排出压力 求取从燃烧器出口到引风机进口的通风阻力损失之和。对本锅炉这些阻力损失是：

	in 水柱	kPa		in 水柱	kPa
炉子通风阻力损失	0.20	0.05	空气加热器通风阻力损失	2.00	0.50
锅炉通风阻力损失	3.00	0.75	摄取导管和调节风门通风阻力损失	1.25	0.31
过热器通风阻力损失	1.00	0.25	总通风阻力损失	8.95	2.23
省煤器通风阻力损失	1.50	0.37			

采用 10% ~ 25%的安全因子以保证在所有锅炉负荷和炉子状况下有足够的压力。对本风机，采用 20%的安全因子，总实际压力损失为 8.95 + 8.95 × 0.20 = 10.74in 水柱(2.7kPa)。圆整为 11.0in 水柱(2.7kPa)进行风机选择。

7. 计算驱动引风机所需的功率 如同强制通风机，输送空气的功率为 $0.0001753H_fC$ = $0.0001753 \times 11.0 \times 127000 = 245hp$(182.7kW)。如果风机及其驱动设备(假定为电动机)的综合效率为 68%，所需的电动机功率为 245/0.68 = 360.5hp(268.8kW)。将选择 375hp(279.6kW)的电动机作为风机驱动设备。

8. 从制造商的工程资料中选择风机 利用例 6.31 由可接受的制造商的工程资料选择风机。对较大的锅炉，强制通风机通常为后弯叶片离心型风机。在选择二个风机并联运行的场合，每一风机的压力曲线在接近停止的相同转速下将减小，以使各风机分担相同的负荷。保

证强制通风机是为具有良好平衡的转子连续运转设计的重负荷装置。选择具有自限制功率特性的高效设备防止电动机过负荷。空气流量通常由风机排出侧的调节风门控制。

引风机处理高温、含尘燃烧产物。因此，必须特别仔细选择专为引风设计的设备。对大锅炉，通常的选择为采用前弯、后弯或平叶片的离心型设备，由所处理的气体类型决定。当烟道气含有大量灰尘时，普遍采用平叶片。风机的轴承通常采用水冷。

相关计算　本法用于选择各种锅炉——火管锅炉、快装锅炉、轻便锅炉、船用锅炉和固定锅炉的通风机。从锅炉制造商出获取通风阻力损失的数据。采用本手册后面程序提供的方法计算管道压力损失。

6.31　从能力表选择电厂排风机

选择一台强制排风机以 6.30in 水柱静压输送 69400ft³/min(32.7m³/s)90°F(305K)的空气和一台引风机以 11.0in 水柱静压输送 152000ft³/min(71.9m³/s)385°F(469K)的气体。使用这二台风机的锅炉安装在海平面以上 5000ft(1524m)。利用商业上可获得的风机能力表进行选择。385°F(469K)下烟道气的密度为 0.045 lb/ft³(0.72kg/m³)。

【计算步骤】

1. 计算强制排风机的校正因子　商业风机能力表是以输送 70°F 和 29.92inHg 柱压力的标准空气为基准的，此标准空气的密度为 0.075lb/ft³。在条件不同时，风机流量必须对温度和海拔高度进行校正。

获取可购买的强制排风机的工程资料并查阅温度和海拔高度校正因子表。从这些表格对占主导地位的温度和安装高度选取适当的校正因子。于是，在表 6.30 中选取 90°F 和 5000ft 高度的校正因子。这些校正因子为对 90°F $C_T = 1.018$ 和对 5000ft 高度 $C_A = 1.095$。

表 6.30　风机校正因子

温　度		校正因子	海拔高度		校正因子
°F	℃		ft	m	
80	26.7	1.009	4500	1371.6	1.086
90	32.2	1.018	5000	1524.0	1.095
100	37.8	1.028	5500	1676.4	1.106
375	190.6	1.255			
400	204.4	1.273			
450	232.2	1.310			

计算温度和高度校正因子的乘积求得组合校正因子 CCF，或 $CCF = C_T C_A = 1.018 \times 1.095 = 1.1147$。现以组合校正因子除给定的流量(ft³/min)求取能力表上的流量。或能力表流量(ft³/min) = 69400/1.1147 = 62250ft³/min。

2. 由能力表选择风机的能力　查阅工程资料中的风机能力表，并找寻以 6.3in 水柱静压输送 62250ft³/min 气体的风机。查阅表格表明风机能力是以 6.0in 和 6.5in 水柱静压列表的。列表中没有 6.3in 水柱。因此必须选择 6.5in 水柱静压的风机。

在表中查取能力与要求流量 62250ft³/min 最接近的风机，如表 6.31 所示。经美国标准允许摘录自工程资料的此表表明最接近的特定风机的能力为 62595ft³/min。差值 62595 − 62250 = 345 ft³/min 仅为 345/62250 = 0.0055，或 0.55%。这点差别可以忽略，流量为 62595ft³/min 的风机完全适合预定用途。额外的静压 6.5 − 6.3 = 0.2in 水柱对强制排风机是需

要的，因为在锅炉使用期内炉子和管道的阻力可能增加。而且，额外的静压很小，不会引起风机功率消耗的明显增加。

表 6.31 典型风机能力

流量		出口速度		出口动压力		6.5in 水柱(1.6kPa)静压下的额定值		
ft^3/min	m^3/s	ft/min	m/s	inH_2O	kPa	r/min	bhp	kW
61204	28.9	4400	22.4	1.210	0.3011	1083	95.45	71.2
62595	29.5	4500	22.9	1.266	0.3150	1096	99.08	73.9
63975	30.2	4600	23.4	1.323	0.3212	1109	103.0	76.8

3. 计算风机转速和输入功率 能力表中的转速(r/min)和功率(bhp)乘以组合校正因子确定实际转速(r/min)和功率(bhp)。于是，利用表 6.31 的数据，实际转速为 $1096 \times 1.1147 = 1221.7$r/min。实际功率为 $99.08 \times 1.1147 = 110.5$hp。这是驱动风机所需的输入功率，与前例计算的 113.2hp 颇接近。电动机的实际功率在二种情况中是相同的，因为要选择标准型号的电动机。由假定效率偏离实际效率值导致的差值为 $113.2 - 110.5 = 2.7$hp。还有，在前例中海拔高度也是假定的。但是，所用的二种方法表明通过变量的审慎评估能如何精确地估计风机的能力和输入功率。

4. 计算引风机的校正因子 385°F时烟道气的密度为 0.045lb/ft^3。因为表中未列入 385°F，对温度校正因子表进行内插。于是求得 385°F的校正因子：(实际温度 - 较低温度)/(较高温度 - 较低温度)×(较高温度的校正因子 - 较低温度的校正因子) + 较低温度的校正因子。或 $[(385 - 375)/(400 - 375)](1.273 - 1.255) + 1.255 = 1.262$。

如表 6.30 所示，海拔 5000ft 的高度校正因子为 1.095。对此引风机●，$CCF = C_T C_A = 1.262 \times 1.095 = 1.3819$。以和强制排风机相同的方法利用 CCF 求取能力表中的流量，ft^3/min。或能力表流量，ft^3/min 为(给定流量，ft^3/min)/CFF = 152500/ 1.3819 = 110355 ft^3/min。

5. 由能力表选择风机型号 核对能力表以保证其所列风机适合用于引风(高温)。查阅 11in 水柱静压的能力表，寻找流量等于 110355ft^3/min 的风机。在用于寻找此风机的工程资料中 11in 水柱静压下最接近的流量是 110467ft^3/min，其出口速度为 4400ft/min●，出口动压力为 1.210in 水柱，转速为 1222r/min，输入功率为 255.5bhp。这些量以与强制排风机(步骤 2)相同的形式列表。所选流量 110467 $ft^3/$ min 完全令人满意，因为只比要求流量高(110467 - 110355)/110355 = 0.00101 = 0.1%。

6. 计算风机转速和输入功率 能力表中的转速(r/min)和制动功率(bhp)乘以 CCF 确定实际转速(r/min)和实际制动功率(bhp)。于是，实际转速为 $1222 \times 1.3819 = 1690$r/min。实际制动功率为 $255.5 \times 1.3819 = 353.5$hp(267.3kW)。这是驱动风机所需的输入功率，与前例计算的 360.5hp 颇接近。电动机的实际功率在二种情况中是相同的，因为要选择标准型号的电动机。功率差 $360.5 - 353.5 = 7.0$hp 来源于步骤 3 中讨论的相同因素。

注：在大多数风机选择方法中通常采用静压，因为这是在计算锅炉、省煤器、空气加热器和管道的压力和排风压力损失时采用的压力值。在任何风机系统中，总空气压力 = 静压 + 动压。但是，风机排出侧的动压在烟道计算中不予考虑，除非存在某些因素要求估计此动

● 原文误排为强制排风机(forced - draft fan)，译者注。

● 原文误排为 ft^3/min，译者注。

压。这些要求通常与风机控制装置的压力损失有关。

6.32　最经济风机控制的确定

确定满负荷下设计以 14in 水柱(3.5kPa)的压头输送 14000ft^3/min(66.03m^3/s)气体的强制排风机和引风机的最经济风机控制。对考虑的每种控制装置标绘功率消耗曲线。

【计算步骤】

1. 确定考虑的控制类型　用于强制排风机和引风机的控制装置有五类：(a)恒定转速风机驱动的管道上的调节风门，(b)双转速风机驱动装置，(c) 恒定转速风机驱动的进口叶轮或进口百叶窗，(d)多级变速风机驱动，(e)与恒定转速驱动装置偶合的水力或电力提供风机转速的宽范围控制。

2. 评价每一类风机控制装置　用下表表示影响控制决策的选择因素，采用步骤 1 的控制类型编号：

控制类型	控制费用	所需功率输入	优点(A)和缺点(D)
a	低	高	(A)简单；(D)高功率输入
b	中　等	中　等	(A)低输入功率；(D)较高费用
c	低	中　等	(A)简单；(D)ID 风机磨蚀
d	中　等	中　等	(D)复杂；也需要调节风门
e	高	低	(A)简单；不需调节风门

3. 标绘风机的控制特性　在所考虑的空气或气体流量范围内标绘风机的压头 – 流量曲线(图 6.35)。此标绘表明最大流量为 140000ft^3/min，而所需静压头为 14in 水柱，即图中 *P* 点。

对恒定转速电动机或带调节风门控制的透平驱动——前文列为 a 类——在从风机制造商或调节风门制造商处获得不同静压和流量下所需的输入功率后，标绘输入功率曲线 *ABCD*。标绘这些数据给出曲线 *ABCD*。风机转速为 1200r/min。

对双转速驱动(类型 b)标绘输入功率曲线 *GHK*。这类驱动可能是有附加绕组的电动机，或可能是用于锅炉低负荷运行时的第二电动机。不管采用哪种安排，在低锅炉负荷时，风机转速都是 900r/min。

对强制排风机的进口叶轮控制或引风机的进口百叶窗控制标绘输入功率曲线 *AFED*。标绘此曲线的数据可由风机制造商处获得。

多级变速风机控制(类型 d)最适用蒸汽透平驱动。在有交流辅助电动机驱动的装置中，必须在级间采用有调节风门集成的滑环电动机，这会使装置价格昂贵。虽然直流电动机驱动较不费钱，但除了海水潮汐电站，几乎没什么电站能提供直流电。而因为海水电站通常或更多时间以满负荷的 90%运行，部分负荷运行的经济性是不重要的。如果风机采用蒸汽透平驱动，利用风机制造商提供的数据标绘输入功率曲线 *LMD*。

用恒定转速电动机的水力偶合或电磁偶合驱动(类型 e)的输入功率曲线为 *DEJ*。

对各输入功率曲线所作的研究表明水力和电磁偶合驱动的输入功率最小。但它们的投资通常高于其它类型的动力节省装置。为了确定在动力节省装置上任何额外投资的回收，必须进行包括锅炉负荷的负荷周期分析的经济研究。

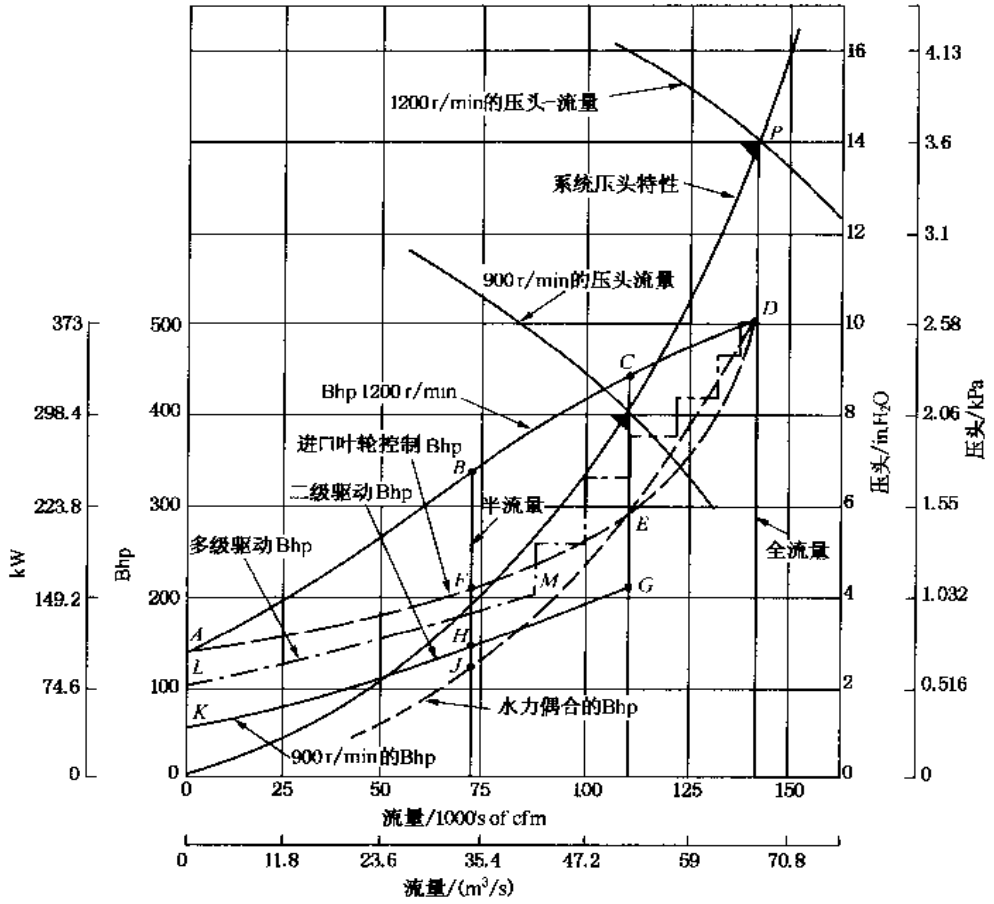


图 6.35 适合不同控制类型的风机功率需求(*American Standard Inc.*)

4. 比较额外投资的回收 计算每类控制系统的总费用并将计算结果列表。然后对比较费钱的各类系统，由各类系统的费用减去 a 类系统的费用确定额外投资。利用已知的额外投资，对各类效率较高的控制方法计算使用期内输入功率的节省。利用已知的额外投资和由之产生的节省，计算额外投资的回收百分数。计算结果如表 6.32 所列。

表 6.32 风机控制比较

	所用控制类型				
	a	b	c	d	e
总费用/$	30000	50000	75000	89500	98000
额外费用/$	—	20000	25000	14500	8500
总动力节省/$	—	8000	6500	3000	6300
额外投资回收/%	—	40	26	20.7	74.2

在表 6.32 中，考虑控制类型 c，类型 c 超过类型 b 的额外费用是 75000 - 50000 = 25000 $。在整个控制装置使用期内，根据装置的能量费用，总动力节省计算为 6500 $。那么额外投资的回收率为 6500/25000 = 0.26，或 26%。类型 e 提供了最高的额外投资回收百分率。如果投资取向的惟一尺度是额外投资的回收，那么这种控制方案可能被选中。但是，如果采用别的判据——例如额外投资的最小回收率——可能选择其它控制方案。通过研究有关

投资需求的表格，这是容易决定的。有关投资决策的更多内容，见 18 章。

相关计算　此处所用的方法可应用于任何类型的加热、动力、船舶和轻便锅炉。遵循上面给出的相同步骤，改变数值以适应实际条件。在分析驱动功率输入和费用时与风机和驱动设备制造商密切合作。

6.33　高真空系统真空泵的选择

选择一适合包括管道总体积为 12000ft³(340m³)的真空系统的实验室用机械真空泵。系统的操作压力为 0.1Torr，而泵的最优完成时间为 150min。(注：1Torr = 1mmHg 汞柱)

【计算步骤】

1. 进行泵类型的试探性选择　往复式机械真空泵适用的系统压力范围为 0.0001 ~ 760Torr。因此首先考虑这类泵看能否满足要求的抽气时间。

2. 获取泵的特性曲线　许多制造商公布如图 6.36a 和 b 泵完成因子曲线。这些曲线通常作为给定的一类泵的工程资料的一部分公布。由正予考虑的泵的制造商处获取这些曲线。

3. 计算所考虑泵的抽气时间　三种往复泵可用于该系统：(a)单级泵，(b)复合泵或二级泵，(c)机械增压泵与单级前级泵或粗抽空泵的组合。图 6.36 提供了每类泵的抽气因子。

为了应用抽气因子，利用关系式：$t = VF/d$，式中 t 为抽气时间(min)；V 为系统体积(ft³)；F 为泵的抽气因子；d 为泵送能力(ft³/min)。

于是，对单级泵，图 6.36a 表明对 0.1Torr 的压力 F = 10.8。假定泵送能力为 1000ft³/min，t = 12000 × 10.8/1000 = 129.6min；近似为 130min。

对复合泵，由图 6.36a 得 $F = 9.5$。因此具有相同泵送能力，即 1000ft³/min 的复合泵，将需要 $t = 12000 \times 9.5/1000 = 114$min。

采用组合安排时，泵送能力为 130ft³/min 的前级泵或粗抽泵将系统压力由常压 760Torr 降低到经济的过渡压力 15Torr(图 6.36b)。然后，由泵送能力为 1200ft³/min 单级机械增压泵接力，与前级泵结合将压力降低到要求的水平 0.1Torr。在循环的这一部分，装置作为二级泵运转。因此总的抽气时间由前级泵和增压抽气时间之和组成。对 15Torr 的前级泵和 0.1Torr 的增压泵抽气因子分别为 4.2 和 6.9。因此各抽气时间为 $t_1 = 12000 \times 4.2/130 = 388$min；$t_2 = 12000 \times 6.9/1200 = 69$min。于是总时间为 388 + 69 = 457min。

组合安排的泵抽气时间大于最优时间 150min。在预期将来需要更低操作压力，使组合安排成为需要的场合，可采用附加的大能力单级粗抽泵协助能力为 130ft³/min 的装置。此大能力装置一直运行到达到过渡压力和粗抽完成后。然后该泵停车，而组合安排继续维持泵送平衡。这可维持最低动力消耗。

于是，如果 1200ft³/min 的单级粗抽泵用于将压力降至 15Torr，其抽气时间为 $t = 12000 \times 4.0/1200 = 40$min。那么，利用上面计算的二台组合泵的抽气时间，对该组合总抽气时间为 40 + 69 = 109min。

4. 采用各自的系统因子　研究和经验表明，对真空系统计算的泵完成时间必须用适当的系统因子校正。该因子考虑暴露于大气的表面的正常除气的客观因素。该因子也为判断系统能否正常抽气，或是否存在某些必须纠正的问题提供了基础。表 6.33 列出已在许多试验中证实是可靠的典型的系统因子。对任何泵应用系统因子，所用方式为：$t_a = tS$，式中 t_a 为实际抽气时间(min)；t 为步骤 3 计算的抽气时间(min)；S 为所考虑泵类型的系统因子。

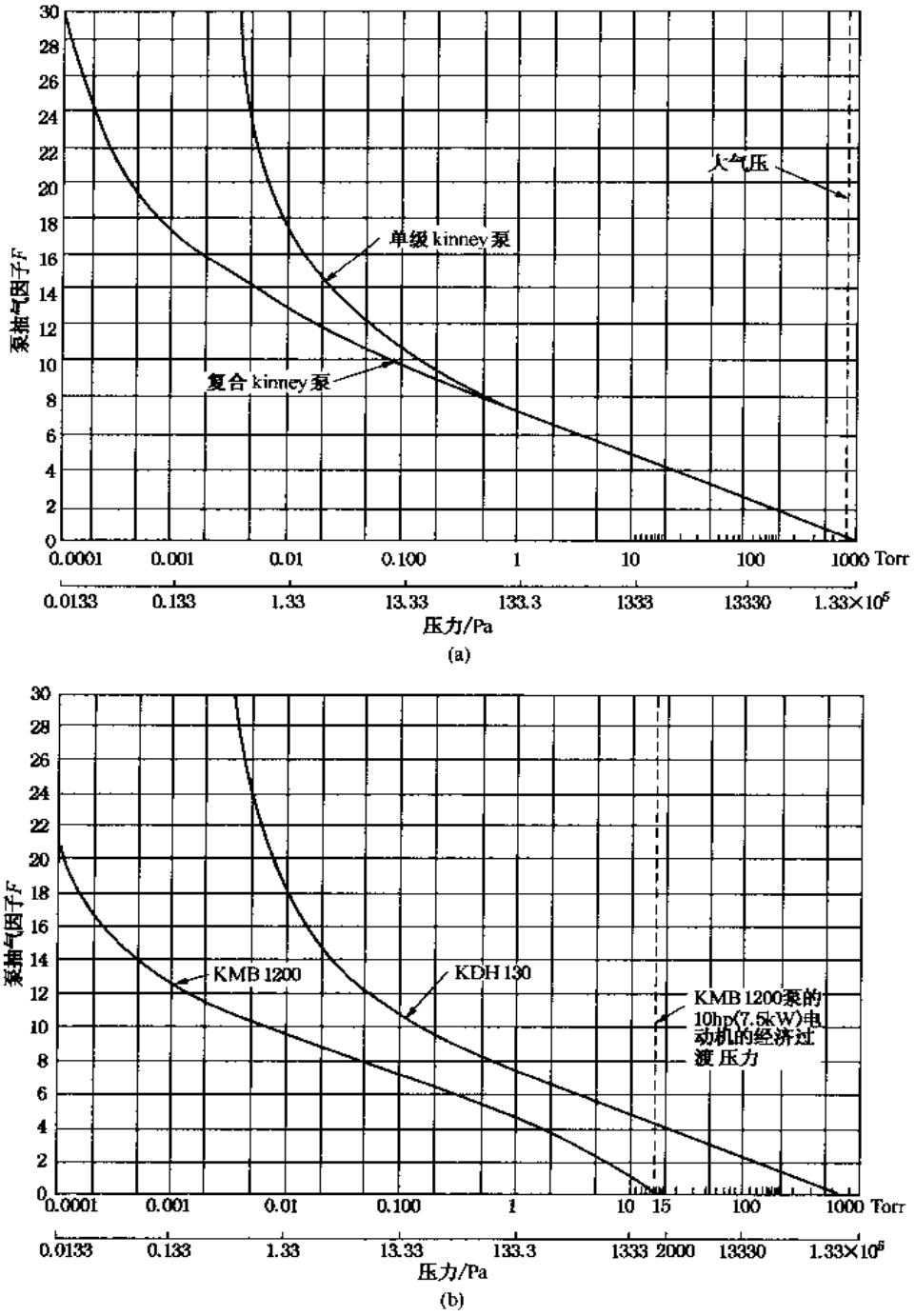


图 6.36 (a)单级和复合真空泵的完成因子；(b)机械增压和前级泵的完成因子(根据 *Kinney* 真空部，*The New York Air Brake Co. nad Van Atta.*)

表 6.33　推荐系统因子

压力范围		系统因子		
Torr	Pa	单级机械泵	复合机械泵	机械增压泵①
760 ~ 20	115.6kPa ~ 3000	1.0	1.0	—
20 ~ 1	3000 ~ 150	1.1	1.1	1.15
1 ~ 0.5	150 ~ 76	1.25	1.25	1.15
0.5 ~ 0.1	76 ~ 15	1.5	1.25	1.35
0.1 ~ 0.02	15 ~ 3	—	1.25	1.35
0.02 ~ 0.001	3 ~ 0.15	—	—	2.0

① 以直到增压泵投入运行才采用旁路操作为基础。如果粗泵送气流必须通过闲置的机械增压泵，适用较大的系统因子。必须加上为操作阀门和使机械增压泵达到转速所需的时间。

来源：取自 Van Atta—*Vacuum Science and Engineering*, McGraw - Hill.

于是，对每台泵采用适当的系统因子，单级机械泵的实际抽气时间为 $t_a = 130 \times 1.5 = 195\text{min}$。对复合机械泵，$t_a = 114 \times 1.25 = 142.5\text{min}$。对组合机械增压泵，$t_a = 109 \times 1.35 = 147\text{min}$。

5. 选择将采用的泵　根据实际抽气时间，可采用复合机械泵或组合机械增压泵。泵的最终选择还应考虑其它因素——投资费用、操作费用、维修费用、可靠性和系统将来可能的压力要求。在将来不期望更低压力的场合，复合机械泵会是较好的选择。但是，如果将来会期望更低的操作压力，组合机械增压泵可能是较好的选择。

Van Atta[4]提供了下列为真空系统选泵的典型案例：

压力范围/Torr	典型的泵选择
低至 50(7.6kPa)	单级油封回转泵；大的水和蒸汽负荷可能需要采用冷阱
0.05 ~ 0.01(7.6 ~ 1.5Pa)	单级或复合油封泵加冷阱，尤其是在低压极限
0.01 ~ 0.005(1.5 ~ 0.76Pa)	复合油封泵加冷阱，或单级泵前级扩散泵，如果预期有连续的大量气体放出
1 ~ 0.0001(152.1 ~ 0.015Pa)	有级间冷冻冷凝器的机械增压泵和前级泵以及在高真空进口处的冷却蒸气阱以最大限度的免除蒸气污染
0.0005 以下(0.076Pa 以下)	单级泵前级扩散泵，在扩散泵的高真空侧设冷阱，如果预期会放出可凝性蒸汽，也可能在单级泵和扩散泵之间设冷阱

6.34　真空系统的泵送速度和管道尺寸

一实验室真空系统体积为 $500\text{ft}^3(14\text{m}^3)$。预期进入系统的泄漏量为 $0.00035\text{ft}^3/\text{min}$。如果泵的阻塞压力为 0.150mmHg 柱，而要求的操作压力为 0.0002mmHg 柱，用于该系统的油封真空泵的前级泵速度即泵送能力为多少？扩散泵的速度应为多少？如果前级泵的连接管道在 0.150mmHg 柱下的泵送能力或泵送速度为 $388\text{ft}^3/\text{min}$，而其长度为 15ft(4.6m)，对此管道需要什么型号的泵？

【计算步骤】

1. 计算需要的前级泵速度　利用关系式 $d_b = G/P_b$，式中 d_b 为前级泵的速度或泵送能

力(ft^3/min)；G 为气体泄漏量或流率(ft^3/min)。为了将气体泄漏量或流率转化为 mm/(ft^3/min)，将 ft^3/min 乘以以 mmHg 表示的标准大气压 760mm。于是，$d_b = 760 \times 0.00035/0.150 = 1.775ft^3/min$。

2. 选择实际的前级泵速度 对实际应用，因为不可能精确计算气体泄漏和除气量，可能要采用至少为计算值二倍的前级泵速度或泵送能力，即可能采用 $2 \times 1.775 = 3.550ft^3/min$——近似为 $4ft^3/min(0.002m^3/s)$。

如果该前级泵用于系统抽气，如前例所示计算抽气时间。如果泵抽气时间过长，增加泵的泵送能力直到获得适当的抽气时间。

3. 计算扩散泵的速度 扩散泵将系统压力由阻塞压力 0.150mmHg 柱降低至系统操作压力 0.0002mmHg 柱。由关系式 $d_d = G/P_d$ 计算扩散泵速度，式中 d_d 为扩散泵速度(ft^3/min)；P_d 为扩散泵操作压力(mmHg 柱)。或 $d_d = 760 \times 0.00035/0.0002 = 1330ft^3/min(0.627m^3/s)$。为了考虑过量的泄漏、除气和各式各样的压力损失，选择 3000 或 $4000ft^3/min$ 的扩散泵。为了保证运行的可靠性，将选用二台扩散泵，以便在一台泵检修期间，另一台泵能投入运行。

4. 计算连接管道的尺寸 在通常的真空泵应用中，用于机械泵管道的压力降在定态操作条件下不允许超过通常进口压力的 20%。不超过此压力损失的正确设计的真空系统，其抽气时间将非常接近理想条件下获得的抽气时间。

用式 $p_d = 1.9d_bL/d^4$ 计算真空泵高压区的压力降，式中 p_d 为管道压力降(μm)；d_b 为前级泵泵送能力或速度(ft^3/min)；L 为管道长度(ft)；d 为管道内径(in)。因为此压降不应超过进口或系统操作压力的 20%，前级泵的压降将以阻塞压力或 0.150mmHg 柱或 150μm 为基础计算。因此，$p_d = 0.20 \times 150 = 30\mu m$。那么，$30 = 1.9 \times 380 \times 15/d^4$，而 $d = 4.35in(0.110m)$。采用 5in 直径的管道。

在低压区，转化管的直径应等于或大于泵进口连接管。每当泵的尺寸增大，管道直径也应增大，以与上述准则一致。

相关计算 此处提出的通用方法可用于实验室和生产型的高真空系统。

6.35 粒状物料提升机和输送机的选择

选择一斗式提升机通过 75ft(22.9m)垂直距离以 100ft/min(30.5/min)的速度每小时输送 150 英吨(136.1t)堆密度为 $50lb/ft^3(800.5kg/m^3)$的磨蚀性物料。驱动提升机需多少输入功率？斗式提升机将物料卸在必须将物料输送 1400ft(426.7m)的水平输送机上。选择所用输送机的类型并确定驱动该输送机所需的输入功率。

【计算步骤】

1. 选择所用提升机的类型 表 6.34 扼要说明了用于垂直输送粒状物料的斗式提升机的各种特性。此表表明连续斗式提升机会是一种适宜的选择，因为它被推荐用于磨蚀性物料。第二位的选择会是枢轴转动斗式提升机。但是，连续斗式提升机使用普遍，将被选用。

2. 计算提升高度 为考虑满意地提升粒状物料，提升机的高度通常在垂直高度上增加 5ft。因此本提升机的高度为 75 + 5 = 80ft(24.4m)。

表 6.34　斗式提升机

	离心卸料	完全卸料	连续斗式	重力卸料	枢轴转动斗式
提升途径	垂直	垂直到偏离垂直倾斜 15°	垂直到偏离垂直倾斜 15°	垂直和水平	垂直和水平
提升能力范围/(英吨/h)(t/h)[物料堆密度 50lb/ft³(800.5kg/m³)]	78(70.8)	34(30.8)	345(312.9)	191(173.3)	255(231.3)
速度范围/(ft/min)(m/min)	306(93.3)	120(36.6)	100(30.5)	100(30.5)	80(24.4)
载料点位置	底部	底部	底部	较低的水平斜槽	较低的水平斜槽
卸料点的位置	顶部转轮以上	顶部转轮以上	顶部转轮以上	水平斜槽	水平斜槽
处理磨蚀物料	不可取	不可取	推荐	不推荐	推荐

来源：Link－Belt Div. Of FMC Corp。

3. 计算提升机需要的输入功率　利用关系式 $hp = 2CH/1000$，式中 C 为提升机提升量(t/h)；H 为提升机提升高度(ft)。于是，对本提升机，$hp = 2 \times 150 \times 80/1000 = 24.9$hp (17.9kW)。

上述输入功率关系式对连续斗式、离心卸料式、完全卸料式和特大能力提升机均有效。对本提升机可选用 25hp(18.7kW)的电动机。

4. 选择采用的输送机型号　因为提升机将卸料于输送机上，所以单位时间输送机的输送量应与提升机相同。表 6.35 列出了各类输送机的特性。研究该表显示根据速度、输送能力和能处理物料的种类，对本应用带式输送机可能是最适合的，因此本装置将选用这类输送机。

5. 计算输送机所需的输入功率　输送机的输入功率由二部分组成：(a)空带式输送机运转所需的功率；(b)水平输送所载物料所需的功率。

在选定所需皮带宽度后，由图 6.37 确定空带式输送机运转所需的功率。皮带宽度根据表 6.36 确定。

于是，对本输送机，表 6.36 表明以 100ft/min (30.5m/min)的皮带速度输送高达 150 英吨/h (136.1t/h)所需皮带宽度为 42in(106.7cm)。(注意：当表中未列出精确的所需输送量时，采用稍大的输送量 162 英吨/h(146.9t/h))在图 6.37 横坐标上找到二中心轴间的距离为 1400ft(426.7m)，垂直向上投射到皮带宽度为 42in(106.7cm)的曲线求得驱动空皮带所需的功率。在左边纵坐标读得所需输入功率为 7.2hp(5.4kW)。

由关系式 $hp = (C/100)(0.4 + 0.00345L)$ 计算水平移动荷载所需的功率，式中 L 为输送机二中心轴间的距离(ft)；其它符号同前。对本输送机，$hp = (150/100)(0.4 + 0.00325 \times 1400) = 6.83$hp (5.1kW)。因此驱动本水平输送机的总功率为 7.2 + 6.83 = 14.03hp(10.5kW)。

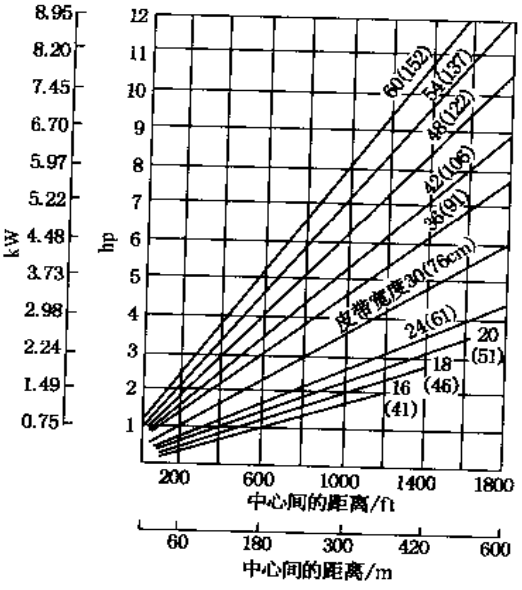


图 6.37　以 100ft/min(0.508m/s)速度驱动输送机空皮带所需功率

表 6.35 输送机特性

	带式输送机	裙式输送机	刮板输送机	链式输送机	En masse 输送机	螺旋输送机	振动输送机
输送路径	水平到 18°	水平到 25°	水平到 45°	水平或稍有倾斜，10°	水平到 90°	水平到 15°；可用于高达 90° 但输送量急剧下降	水平或稍有倾斜，高于或低于水平 5°
输送量范围/(英吨/h)(t/h)［物料密度 50lb/ft³］	2160(1959.5)	100(90.7)	360(326.6)	20(18.1)	100(90.7)	150(136.1)	100(90.7)
速度范围/(ft/min)	600(182.9m/min)	100(30.5m/min)	150(45.7m/min)	20(6.1m/min)	80(24.4m/min)	100(30.5m/min)	40(12.2m/min)
装料点位置	任何点	任何点	任何点	任何点	水平槽	任何点	任何点
卸料点位置	末端轮上方和靠近倾料器或刮刀的中间点	末端轮上方	料槽末端和靠近闸门的中间点	料槽末端	靠近闸门的水平槽上的任何点	料槽末端和靠近闸门的中间点	料槽末端
处理磨蚀物料	推荐	推荐	不推荐	推荐采用特种钢	不推荐	不优先采用	推荐

来源：Link - Belt Div. Of FMC Corp.

表 6.36　槽架的输送能力[英吨/h(t/h)，皮带速度 100ft/min(30.5m/min)]

皮带宽度/in(cm)	物料重度/(lb/ft³)(kg/m³)			
	30(480.3)	50(800.5)	100(1601)	150(2402)
30(9.1)	47(42.6)	79(71.7)	158(143.3)	237(214.9)
36(10.9)	69(62.6)	114(103.4)	228(206.8)	342(310.2)
42(12.8)	97(87.9)	162(146.9)	324(293.9)	486(440.9)
48(14.6)	130(117.9)	215(195.0)	430(390.1)	645(585.1)
60(18.3)	207(187.8)	345(312.9)	690(625.9)	1035(938.9)

来源：美国橡胶公司。

本输送装置的总功率为提升机和皮带输送机功率之和，或 14.03 + 24.0 = 38.03hp (28.4kW)。

相关计算　本法对采用用棉轻帆布、稀松网孔纤维、帘子布或钢丝增强的橡胶带的输送机均有效。对滚压帆布带、铁线子胶带和扁钢带也有效。需要的输入功率包括由托辊吸收的所有功率。

表 6.37 所列为各种尺寸的块状物料的最小推荐带宽。各种物料的最大推荐带速如表 6.38 所示。

表 6.37　块状物料的最小带宽

带宽/in(mm)	24(609.6)	36(914.4)	42(1066.8)	48(1219.2)
同样大小的物料/in(mm)	4½(114.3)	8(203.2)	10(254)	12(304.9)
不同大小的物料/in(mm)	8(203.2)	14(355.6)	20(508)	35(889)

表 6.38　各种物料的最大带速

带　宽		轻或自由流动物料、颗粒干沙等		中等自由流动沙、砾石、细石等		块煤、粗石、碎矿石		重锋利块状物料、重矿石、块状焦炭	
in	mm	ft/min	m/min	ft/min	m/min	ft/min	m/min	ft/min	m/min
12 ~ 14	305 ~ 356	400	122	250	76	—	—	—	—
16 ~ 18	406 ~ 457	500	152	300	91	250	76	—	—
20 ~ 24	508 ~ 610	600	183	400	122	350	107	250	76
30 ~ 36	762 ~ 914	750	229	500	152	400	122	300	91

当输送机皮带装有倾料器时，皮带必须自其水平移动平面提升约 5ft(1.5m)。

上述提升必须包括在垂直提升输入功率计算中。当倾料器由皮带驱动时，对 16in (406.4mm)皮带，酌情增加 1hp(0.75kW)；对 36in(914.4mm) 皮带，增加 3hp(2.2kW)；对 60in(1524mm)皮带，增加 7hp(5.2kW)。在旋转清扫刷由输送机轴驱动的场合，对不同宽度的皮带为清扫刷酌情增加大约相同的输入功率。

6.36　螺旋输送机的输入功率和输送量

对一长 100ft(30.5m)处理最大密度为 40lb/ft³ 的干煤灰的螺旋输送机，如果输送量为 30 英吨/h(27.2t/h)，求所需的输入功率为多少？

【计算步骤】

1. 选择输送机直径和速度 参考输送制造商的工程资料或查阅各类物料的螺旋输送机推荐直径和速度的表 6.39。干煤灰通常列入第三类物料(表 6.40)——即有细粉的小混合块状物料。

为了确定适当的螺旋直径，假定二典型值并由上列来源或表 6.39 获得转速(r/min)的推荐值。于是，当处理 3 类物料时，如表 6.39 所示对 6in(152.4mm)螺旋推荐的最大转速为 90r/min；对 20in(508mm)螺旋，最大转速为 60r/min。假定以 6in(152.4mm)螺旋为试差直径。

表 6.39 螺旋输送机的输送量和转速

物料组别	最大物料密度/(lb/ft³)(kg/m³)	对不同直径的最大转速/(r/min)	
		6in(152mm)	20in(508mm)
1	50(801)	170	110
2	50(801)	120	75
3	75(1201)	90	60
4	100(1601)	70	50
5	125(2001)	30	25

表 6.40 螺旋输送机的物料因子

物料组别	物料类型	物料因子
1	轻重度	
	大麦、豆子、面粉、燕麦、粉煤等	0.5
2	细粉和颗粒	
	煤——煤屑或煤粉	0.9
	锯屑、碱灰	0.7
	飘尘	0.4
3	小块和细粉	
	灰、干矾	4.0
	盐	1.4
4	半磨蚀;小块	
	磷酸盐、水泥	1.4
	白土、石灰石	2.0
	蔗糖、铅白	1.0
5	磨蚀性块状	
	湿灰	5.0
	污泥	6.0
	烟道尘	4.0

2. 确定输送机的物料因子 物料因子用于螺旋输送机输入功率的计算以考虑处理物料的特性而留出余量。如表 6.40 所列，干灰的物料因子为 4.0。标准参考资料表明干煤灰的平均重度为 35～40lb/ft³(640.4kg/m³)。

3. 确定输送机的尺寸因子 作为输送机直径函数的尺寸因子也用于输入功率计算。如表 6.41 所列，6in 直径输送机的尺寸因子 $A=54$。

表 6.41 螺旋输送机尺寸因子

输送机直径/in(mm)	尺寸因子	输送机直径/in(mm)	尺寸因子
6(152.4)	54	16(406.4)	336
9(228.6)	96	18(457.2)	414
10(254)	114	20(508)	510
12(304.8)	171	24(609.6)	690

4. 计算输送机所需输入功率　利用关系式 $hp = 10^{-6}(ALN + CWLF)$，式中 hp 为螺旋输送机前轴输入功率(hp)；A 为步骤 3 获得的尺寸因子；L 为输送机长度(ft)；N 为输送机转速(r/min)；C 为处理物料量(ft^3/h)；W 为物料密度(lb/ft^3)；F 为步骤 2 获得的物料因子。对本输送机，利用上述数据，$hp = 10^{-6}(54 \times 100 \times 60 + 1500 \times 40 \times 100 \times 4.0) = 24.3$hp (18.1kW)。取电动机效率为 90%，所需电动机额定功率为 24.3/0.90 = 27hp (20.1kW)。选用 30hp(22.4kW)的电动机驱动本输送机。因为这并非过大的输入功率，所以 6in(152.4mm)的输送机对本用途是合适的。

如果计算表明所需输入功率过大，例如为 50hp(37.3kW)或以上，应对直径较大的输送机进行分析。一般说来，能降低输入功率的大尺寸输送机较高的初始投资大于节省动力回收的费用。

相关计算　本法适用于处理任何流动物料的螺旋输送机和进料器。普通的螺旋输送机适合输送距离达 200ft(60m)的物料，虽然对更长的距离，可采用特殊设计进行制造。这类输送可倾斜至水平线以上 35°。但输送能力将随倾角的增加而减小。于是，10°倾角的输送能力将较水平输送减小 10%，而 35°倾角将减小 78%。

螺旋输送机的输送能力通常以最大推荐转速(r/min)下各类物料的体积输送量，ft^3/h 表示。随着输送物料块尺寸增加，推荐转速将减小。较低转速时螺旋输送机的输送能力由关系式(给定转速的输送能力，ft^3/h)(较低转速，r/min)/(较高转速，r/min)求取。表 6.39 所示为通常操作转速下，典型的螺旋输送机输送能力。

各种类型的螺旋被用于现代输送机。这包括短螺距、变螺距、切断螺纹板、螺条和桨式螺旋。上述方法对这些螺旋也适用。

参 考 文 献

1　*Hicks-Standard Handbook of Engineering Calculation*, McGraw-Hill, New York.

2　Horowitz – "Affinity Law and Specific Speed Can Simplify Centrifugal Pump Selection," *Power*, November, 1964.

3　*Chemical Engineering*, March 1998, pp. 129ff.

4　Van Atta-*Vacuum Science and Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1965.

第7章 传 热●

Paul E.Minton
主任工程师
联合碳化物公司
南查尔斯顿，西弗吉尼亚

Edwards S.S.Morrison
高级工程师
联合碳化物公司
休斯顿，德克萨斯

7.1 确定辐射防护

一炉子紧靠着密集的低温丙烷管道系统。为了保护冷设备免受过度的热负荷，拟在管道系统与 400°F (477K) 的炉壁间设置反射铝辐射防护板。炉壁与冷表面间的距离为 2ft (0.61m)。炉子和管排的外表面均为 25 × 40ft)7.6 × 12.2m)。冷设备的冰覆盖表面平均温度为 35°F(275K)，为保持最后一层铝板的温度等于或低于 90°F(305K)，在二表面间必须设置几层 25 × 40ft 的铝板？炉壁和冷设备的辐射系数分别为 0.90 和 0.65；铝防护板的辐射系数为 0.1。

【计算步骤】

1. 分析安排并评估涉及的传热类型 与表面的尺寸相比，热表面和冷表面间的距离是较小的。于是，炉壁、密集的低温管网和辐射防护板可近似处理为无限大的平行平板。这是一保守的假定，因为接近边缘的作用是引入一中温热源，于是使热壁冷却。根据同样的理由对流也可忽略。所以此问题可按单纯辐射处理。

二平行的无限大平板间的辐射传热量由下式给出

$$\frac{q_{1-2}}{A} = \frac{\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{(1/\epsilon_1) + (1/\epsilon_2) - 1}$$

式中 q_{1-2}/A 为热表面 1 和冷表面 2 之间的热通量，σ 为 Stefan-Boltzman 常数，0.1713×10^{-8} Btu/(h)(ft^2)(°R^4)，T_1 和 T_2 为热表面和冷表面的热力学温度，而 ϵ_1 和 ϵ_2 为二表面的辐射系数。辐射系数为给定真实表面辐射的能量与理论的完全辐射的黑体表面辐射的能量之比值。几种材料的辐射系数如表 7.1 所列。看似类似的表面间显示的 ϵ 值的变化并非罕见，这些数据表明能够获得的实测数据时采用实测数据是明智的。

注意上式中分子表示潜力，面分母表示阻力。如果 n 层辐射系数为 ϵ_s 的辐射防护板串联散置在二无限大平行平板间，当量阻力可表示为

$$\left[\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1\right] + n\left[\frac{2}{\epsilon_s} - 1\right]$$

2. 建立用 n 表示的由炉子到冷设备的热通量方程 代入步骤 1 中的方程，

● 例 7.43 换热器网络取自 smith，*Chemical Process Design*，McGraw-Hill。

$$\frac{q}{A} = \frac{(0.1713 \times 10^{-8})[(400 + 460)^4 - (35 + 460)^4]}{[(1/0.9) + (1/0.65) - 1] + n[(2/0.1) - 1]} = 834.19/(1.65 + 19n)$$

表 7.1 某些真实表面的辐射系数

材 料	理论辐射系数，ε_{th}
铝薄板，明亮的，薄板，700°F(644K)时	0.04
H_2CrO_4 阳极化处理的铝合金 6061T6，300°F(422K)时	0.17
H_2SO_4 阳极化处理的铝合金 6061T6，300°F(422K)时	0.80
铸铁，抛光的，392°F(473K)时	0.21
铸铁，氧化的，390°F(472K)时	0.64
铸铁表面涂黑漆，76°F(298K)时	0.88
铸铁表面覆盖白珐琅，66°F(292K)时	0.90
铸铁表面覆盖灯黑，68°F(293K)时	0.97
耐火砖，1832°F(1273K)时	0.75
屋顶油纸，69°F(294K)时	0.91

来源：Chapman[7]。

3. 建立用 n 表示的由炉子到最后一层防护板的热通量方程 本案例中，热量由途中 $n-1$ 层防护板传到温度保持在 90°F 或以下，而辐射系数为 0.1(同其它防护板)的最后一层防护板。再代入步骤 1 中的方程，

$$\frac{q}{A} = \frac{(0.1713 \times 10^{-8})[(400 + 460)^4 - (90 + 460)^4]}{[(1/0.9) + (1/0.1) - 1] + (n - 1)[(2/0.1) - 1]}$$

$$= \frac{780.27}{10.11 + (n - 1)(19)}$$

$$= \frac{780.27}{(-8.89 + 19n)}$$

4. 求解 n 因为热量必须通过所有防护板，步骤 2 和 3 中的表达式相等。令二者相等再求解 n，得 n 为 8.499。圆整此值，我们确定为 9 块防护板。

5. 通过反算最后一块防护板的温度校核答案 用 9 代入步骤 2 方程中的 n，传递的热量为

$$\frac{q}{A} = \frac{(0.1713 \times 10^{-8})(860^4 - 495^4)}{[(1/0.9) + (1/0.65)^{\bullet} - 1] + 9[(2/0.1) - 1]} = 4.83\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)}$$

接着，令步骤 3 方程中的 T_2，即(90 + 460)为未知，而对 n 代入 9，对 q/A 代入 4.83。于是，$4.83 = (0.1731 \times 10^{-8})^{\bullet}(860^4 - T_2^4)/\{[(1/0.9) + (1/0.1) - 1] + [9 - 1][(2/0.1) - 1]\}$。求解 T_2 得到 547.6°R(或 87.6°F)，于是满足问题的要求。

7.2 黑表面盒内的辐射换热

一炉子的燃烧室长 20ft(6.1m)、宽 10ft(3.05m)、高 5ft(1.5m)。因为富燃料 - 空气混合

● 原文误排为 1/(0.65)，译者注。

● 原文误排为(0.1731 × 10^8)，译者注。

物，所有表面均为煤烟涂覆，所以这些表面的作用可视为几乎完全吸收和发射辐射能的黑体表面；辐射系数 ε 为 0.97。该炉子是过热的；即其冷表面为由 250℉(394K)水流过的紧密排列的管子组成的底面。在炉子运行时，其顶部温度为 1150℉(894K)，其侧壁温度为 920℉(766K)，其后壁温度为 800℉(700K)左右。因工厂的一紧急事故，炉子停止运行。如果管内水温保持为 250℉，确定各内表面的初始传热速率。假定管表面处于水的温度。

【计算步骤】

1. 分析情况确定涉及的传热类型 温度相当高且问题不涉及物料流动；作为辐射问题处理是安全的。考虑到高辐射系数，整个燃烧室的壁面可看作辐射传热意义上的黑体。因为所有表面均为黑体，这些表面将全部吸收投射在表面上的辐射能而没有反射。因此，辐射交换因子仅由这些表面间的几何关系决定。辐射交换因子是一比例常数，它表明由 Boltzmann 常数乘以二表面间热力学温度的四次方之差表示的二表面间辐射能量传递潜力的分率，此分率表示表面间的实际热通量。子是 $\mathscr{F}_{1-2}$为方程 $q/A=\sigma\mathscr{F}_{1-2}(T_1^4-T_2^4)$中的辐射交换因子，式中 q/A 为热通量，σ 为 Boltzmann 常数，T_i 为 i 表面的热力学温度。在例 7.1 中，$\mathscr{F}_{1-2}$表示为 $1/\{[(1/\varepsilon_1)+(1/\varepsilon_2)-1]+n[(2/\varepsilon_s)-1]\}$。

特别地，对任何二个 Lambertain 表面(以与角度无关的强度发射或反射的表面，大多数非金属的、无光泽的、氧化的或粗糙的表面近似满足这一条件)，二表面中标记为 1 的表面发射总能量中为标记为 2 的表面截取的分率 F_{1-2}由下式计算

$$F_{1-2}=\frac{1}{A_1}\int_{A_1}\int_{A_2}\left(\frac{\cos\theta_1\cos\theta_2}{\pi r_{1,2}^2}\right)\mathrm{d}A_2\mathrm{d}A_1$$

式中 A_1 和 A_2 发射和接收表面的面积，$r_{1,2}$是二表面间的距离，而 θ_1 和 θ_2 是直线 $r_{1,2}$和二表面法线间的夹角。

对黑色表面，纯粹由几何关系导出的因子 F_{1-2}代替辐射交换因子是可以接受的，后者的估算需要考虑所有表面的辐射系数，因而已超出本书的范围。例如，例 7.1 中，如果 $\varepsilon_1=\varepsilon_2=\varepsilon_s=1.0$，$\mathscr{F}_{1-2}$的表示式简化为 ·，对非常接近的平行矩形，此值等于 F_{1-2}的解。

F_{1-2}称为“结构因子”、“几何因子”或“形状因子”。此因子已对许多常见的结构积分，其中二种标绘于图 7.1 和图 7.2。可在文献中，特别是 Krieth[2]，Chapman[7]，Howell[9]的专著

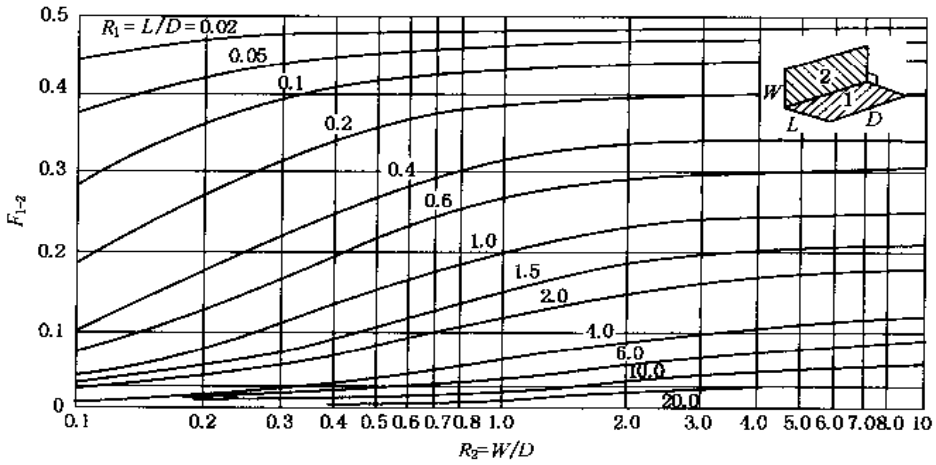


图 7.1 有一共同边缘相互垂直的二矩形图形的结构因子[7]

中介绍了其它图。

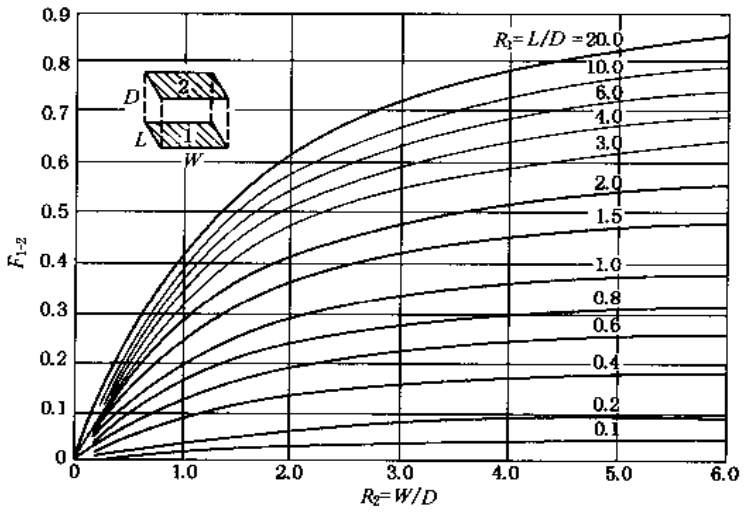


图 7.2 二平行矩形图形的结构因子[7]

对未专门介绍的结构，已有数据结合存在的几何关系可产生需要的数据。这些关系称为“形状因子代数学”，被摘录如下：

(1) 交互：对面积 1 和 2，

$$A_1 F_{1-2} = A_2 F_{2-1}$$

(2) 加和：如果表面 i 被分成任意数目的 n 个子表面，i_1、i_2、…、i_n，

$$A_i F_{i-j} = \sum_n A_{in} F_{in-j}$$

(3) 包围：如果表面 i 被 n 个其它表面完全包围，由 i 到其它表面的结构因子之和为 1：

$$\sum_{j=1}^{n} F_{i-j} = 1.0$$

包围性质也被用于校核以确定所有分别确定的结构因子是否正确。

2. 估计结构因子的数值 炉子可用图 7.3 的示意图表示。其六个面分别用罗马数字编号，并(为本问题后面叙述方便)标注了每一表面的温度。因为每一表面辐射的热量将投射其它每一表面上，所以共有 $6 \times (6-1) = 30$ 个结构因子需确定。但是，因为交互性和对称性，只需较少的计算步骤。

(1) $A_{\mathrm{I}} F_{\mathrm{I}-\mathrm{VI}}$：参考图 7.1。现在，$D = 10$，$L = 20$ 和 $W = 5$。那么，$R_1 = L/D = 2.0$ 和 $R_2 = W/D = 0.5$。由图得 $F_{\mathrm{I}-\mathrm{VI}} = 0.08$。现在，$A_{\mathrm{I}} = 10 \times 20 = 200\mathrm{ft}^2$，所以 $A_{\mathrm{I}} F_{\mathrm{I}-\mathrm{VI}} = 16\ \mathrm{ft}^2$。利用交互性，有 $A_{\mathrm{VI}} F_{\mathrm{VI}-\mathrm{I}} = 16\mathrm{ft}^2$。利用对称性 $F_{\mathrm{I}-\mathrm{VI}} = F_{\mathrm{I}-\mathrm{IV}}$，所以，还将有 $A_{\mathrm{I}} F_{\mathrm{I}-\mathrm{IV}} = A_{\mathrm{IV}} F_{\mathrm{IV}-\mathrm{I}} = 16\ \mathrm{ft}^2$。

(2) $A_{\mathrm{II}} F_{\mathrm{II}-\mathrm{III}}$：参考图 7.2。现在，$D = 10$，$L = 20$ 和 $W = 5$。那么，$R_1 = 2.0$ 和 $R_2 = 0.5$。由图得 $F_{\mathrm{II}-\mathrm{III}} = F_{\mathrm{III}-\mathrm{II}} = 0.167$。现在，$A_{\mathrm{II}} = 100\mathrm{ft}^2$，所以 $A_{\mathrm{II}} F_{\mathrm{II}-\mathrm{III}} = 16.7\ \mathrm{ft}^2 = A_{\mathrm{III}} F_{\mathrm{III}-\mathrm{II}}$。

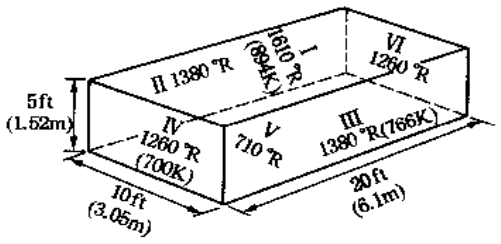


图 7.3 例 7.2 炉子示意图

(3) $A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅴ}}$：$D=10$，$L=5$ 和 $W=20$。$R_1=0.5$ 和 $R_2=0.25$，和 $F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅴ}}=0.31$。$A_{\text{Ⅳ}}=50\ \text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅴ}}=15.5\ \text{ft}^2=A_{\text{Ⅴ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅳ}}=A_{\text{Ⅵ}}F_{\text{Ⅵ}-\text{Ⅴ}}=A_{\text{Ⅴ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅵ}}$。

(4) $A_{\text{Ⅰ}}F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}$：$D=20$，$L=10$ 和 $W=5$。$R_1=L/D=0.50$ 和 $R_2=W/D=0.25$，和 $F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}=0.168$。$A_{\text{Ⅰ}}=200\ \text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅰ}}F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}=33.60\ \text{ft}^2=A_{\text{Ⅰ}}F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅱ}}=A_{\text{Ⅲ}}F_{\text{Ⅲ}-\text{Ⅰ}}=A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅰ}}$。

(5) $A_{\text{Ⅰ}}F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}$：$D=5$，$L=20$ 和 $W=10$。$R_1=4.0$ 和 $R_2=2.0$，和 $F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}=0.508$。$A_{\text{Ⅰ}}=200\text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅰ}}F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}=116\ \text{ft}^2=A_{\text{Ⅴ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅰ}}$。

(6) $A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅳ}}$：$D=5$，$L=20$ 和 $W=10$。$R_1=4.0$ 和 $R_2=2.0$，和 $F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅳ}}=0.085$。$A_{\text{Ⅱ}}=100\ \text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅳ}}=8.5\ \text{ft}^2=A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅱ}}=A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅵ}}=A_{\text{Ⅵ}}F_{\text{Ⅵ}-\text{Ⅱ}}$。和由对称性，$A_{\text{Ⅲ}}F_{\text{Ⅲ}-\text{Ⅳ}}=A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅲ}}=A_{\text{Ⅵ}}F_{\text{Ⅵ}-\text{Ⅲ}}=8.5\ \text{ft}^2$。

(7) $A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅴ}}$：$D=20$，$L=5$ 和 $W=10$。$R_1=0.25$ 和 $R_2=0.5$，和 $F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅴ}}=0.33$。$A_{\text{Ⅱ}}=100\text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅴ}}=33\ \text{ft}^2=A_{\text{Ⅴ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅱ}}=A_{\text{Ⅲ}}F_{\text{Ⅲ}-\text{Ⅴ}}=A_{\text{Ⅴ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅲ}}$。

(8) $A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅵ}}$：$D=20$，$L=10$ 和 $W=5$。$R_1=0.5$ 和 $R_2=0.25$，和 $F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅵ}}=0.038$。$A_{\text{Ⅳ}}=50\text{ft}^2$，所以 $A_{\text{Ⅳ}}F_{\text{Ⅳ}-\text{Ⅵ}}=1.90\text{ft}^2=A_{\text{Ⅵ}}F_{\text{Ⅴ}-\text{Ⅳ}}$。

如果 $F_{i,j}$没有明确表示，全部 $F_{i,j}$可由 $A_iF_{i,j}$除以 A_i 求得。

3. 校核所有结构因子的精度 利用步骤 1 中的包围原理。对表面Ⅰ，$F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅱ}}+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅳ}}+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅵ}}=0.168+0.168+0.08+0.508+0.08=1.004$，此值足够接近 1.0。

对表面Ⅱ，结构因子之和为$(A_{\text{Ⅱ}}F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅰ}}/A_{\text{Ⅱ}})+F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅲ}}+F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅳ}}+F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅴ}}+F_{\text{Ⅱ}-\text{Ⅵ}}=33.6/100+0.167+0.085+0.33+0.085=1.003$。足够接近 1.0。对其它四个表面的结构因子之和可用类似方法计算。

4. 算每个表面的传热 令 q_i 为表面 i 发射的热量，$q_{i,j}$为表面 i 发射到表面 j 的热量。那么 $q_i=\sum_j q_{i,j}$。对表面Ⅰ，

$$q_{\text{Ⅰ}}=q_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅱ}}+q_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}+q_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅳ}}+q_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}+q_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅵ}}=\sigma A_{\text{Ⅰ}}[F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅱ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅱ}}^4)+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅲ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅲ}}^4)+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅳ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅳ}}^4)+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅴ}}^4)+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅵ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅵ}}^4)]$$

这可通过考虑对称性而简化；于是，

$$q_{\text{Ⅰ}}=\sigma A_{\text{Ⅰ}}[2F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅱ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅱ}}^4)+2F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅳ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅳ}}^4)+F_{\text{Ⅰ}-\text{Ⅴ}}(T_{\text{Ⅰ}}^4-T_{\text{Ⅴ}}^4)]$$

式中 σ 是 Boltzmann 常数和 T 是热力学温度。于是，

$$q_{\text{Ⅰ}}=0.1713\times10^{-8}\times200[2\times0.168\times(1610^4-1380^4)+2\times0.08\times(1610^4-1260^4)+0.508\times(1610^4-710^4)]=171.1\times10^4\text{Btu/h}(496\text{kW})$$

类似地，对其它五个表面有：$q_{\text{Ⅱ}}=4.489\times10^4\text{Btu/h}(13\text{kW})=q_{\text{Ⅲ}}$；$q_{\text{Ⅳ}}=-8.711\times10^4\text{Btu/h}(-25.3\text{kW})=q_{\text{Ⅵ}}$；和 $q_{\text{Ⅴ}}=-162.7\times10^4\text{Btu/h}(-472\text{kW})$。

5. 校核结果 因为作为一整体，系统既不获得热量，也不损失热量，所以传热量之代数和应为零。现有 $171.1+2(4.489)+2(-8.711)+(-162.7)=0$，所以结果核实无误。

相关计算 如果六个表面不是黑的而是灰的(在辐射意义上)，那么理论上必须建立和求解含六个未知量的六个联立方程。但是，实际上此网络可通过将二个或二个以上的表面(例如二较小的端墙)结合为一结点而获得简化。一旦实现这种结合并计算得到结构因子，下一

步是构造一发射源网络(因为假定每一表面是散射的，离开一表面的全部能量被平等的分布在各方向上，所以每一表面被看成表面发射源而不是其发射强度)。然后，利用标准的数学网络求解技术，创建并求解一代表各表面的结点间直接联接的等价网络。详情可参阅 Oppenheim 的专著[8]。

7.3 阳光的热量对储罐的影响

在 Texas 州 Texas 市某工厂中的一平顶氮封常压储槽，直径为 30ft，高度为 20ft(直径 9.1m，高度 6.1m)，储槽内为半满的 85°F(302K)的乙醇。作为计算运行过程中进出储槽的氮气流量的第一步，计算阳光向储槽提供的热量和在最高温度条件下液面上方空间的储槽外壳温度。储槽涂覆白色氧化锌涂料，其阳光吸收率为 0.18。Texas 市的纬度为北纬 29°20′。选择 7 月 20 日，夏至的中午为温度最高条件，此时太阳的倾角为 23.5°。假定阳光常数(垂直于阳光向量的表面上的阳光通量)为 343Btu/(h)(ft²) (1080W/m²)，大气温度为 90°F(305K)，而实际的大气层上部温度为 5°F(258K)。另假定周围建筑和其它设施(例如热的管道)的温度为 105°F(314K)，面与储槽的辐射交换因子为 0.2，并假定(1)大气与储槽外壁间和(2)储槽内壁和所装物料间的有效对流传热膜系数分别为 0.72 和 0.75Btu/(h)(ft²)(°F)[4.08 和 4.25W/(m²)(K)]。

【计算步骤】

1. 计算阳光对储槽的热量输入 虽然太阳是极强的辐射体，但因为对向非常小的立体角，所以与地球上的物体只有极小的辐射交换因子。从太阳到地球轨道的距离在一年中几乎保持不变。因此，将太阳辐射简单视为一与辐射环境无关的热源，且仅由每一表面的阳光吸收量和该表面与阳光向量的角度关系控制，是一种有充分依据的简化。

阳光加热量的大小用所谓阳光常数表示。在太空中，在地球轨道的半径上，阳光常数约为 443Btu/(h)(ft²)(1396W/m²)。但是，阳光辐射由于通过大气层而被削弱；它还被大气层漫反射，这使阳光的成分大为改变。表 7.2 提供了地面应用的阳光常数的代表性数值，以及用于辐射的上层空间表观白天温度。

表 7.2 阳光常数和上层空间温度的代表性数值

总法线入射阳光辐射条件	阳光常数		实际上层空间温度/°F	实际上层空间温度/K
	Btu/(h)(ft²)	kJ/(s)(m²)		
美国西南部，六月，上午 6:00，极限值	252.3	0.797	−30 ~ −22	239 ~ 243
美国西南部，六月，中午 12:00，极限值	385.1	1.216	−30 ~ −22	239 ~ 243
美国西南部，十二月，上午 9:00，极限值	307.7	0.972	−30 ~ −22	239 ~ 243
美国西南部，十二月，中午 12:00，极限值	396.2	1.251	−30 ~ −22	239 ~ 243
(美国)国家航空和宇宙航行局(NASA)推荐高设计值，中午 12:00	363.0	1.146	—	—
(美国)国家航空和宇宙航行局(NASA)推荐低设计值，中午 12:00	75.0	0.237	—	—
美国南方，极坏天气的最大值	111.0	0.350	—	—
美国南方沙漠，极坏天气的最大值	177.0	0.559	—	—

来源：Daniels[13]。

因为阳光常数 G_n 是与阳光向量垂直的总阳光辐射的量度，阳光向量与被加热表面构成的实际角度也是必须考虑的因素。这将考虑到地理位置、一年中的时间、一天中的时间和表面的几何形状，然后给出校正的阳光常数 G_i。

对水平表面，如储槽顶，$G_i = G_n\cos Z$，式中 $Z = \cos^{-1}(\sin\phi\sin\delta_s + \cos\phi\cos\delta_s\cos h)$，$\phi$ 为纬度，δ_s 为太阳偏角，h 为时角，在正午时为 0°。在目前的案例中，$Z = \cos^{-1}(\sin29°20'\sin23.5° + \cos29°20'\cos23.5°\cos 0°) = \cos^{-1}0.995 = 5°50'$，和 $G_i = 343 \times 0.995 = 341.2$ Btu/(h)(ft²)。

对与水平面倾斜角为 ψ°的表面，其表面法线偏离正南方的方位角为 α°(向西为正)，$G_i = G_n(\cos|Z - \psi| - \sin Z\sin\psi + \sin Z\sin\psi\cos|A - \alpha|)$，式中 $A = \sin^{-1}\{\cos\delta_s\sin h/[\cos(90 - Z)]\}$。在目前的案例中，因为 $\sin h = 0$，所以 $A = 0°$。

因为阳光的作用以变化的强度围绕储槽的垂直表面分布(因为太阳在南面，南面阳光的作用最强)，选择槽壁按 30°分隔，对每一区间分别计算。在 G_i 方程中，假定 α 值的范围由 −90°(正东)到 90°(正西)；储槽的北半边将处于阴影中。因为槽壁是垂直的，所以 $\psi = 90°$。

还必须考虑天空的辐射，即阳光被空气散射以及漫射，此类作用将到达储槽的所有表面，包括因处于阴影中阳光不能直接照射的表面。这类漫射 G_s 变化幅度较大而其数值一般较小，在晴天时的 2.2Btu/(h)(ft²)(6.93W/m²)左右到阴天时的 44.2Btu/(h)(ft²) (139W/m²)之间。对上述日子，假设 G_s 为 25Btu/(h)(ft²)。必须在所有表面，包括阴影中的表面加上此数值。

最后，考虑涂料的阳光吸收系数，α_s。于是，被吸收的阳光的热量 q_s 为 $\alpha_s(G_i + G_s)$。计算可摘要叙述如下：

分区(方位)	顶部	1	2	3	4	5	6	7
		−90	−60	−30	0	30	60	90
G_i	341.2	0	17.4	30.2	34.9	30.2	17.4	0
$G_i + G_s$	366.2	25	42.4	55.2	59.9	55.2	42.4	25
(q_s/A)/[Btu/(h)(ft²)]	65.92	4.50	7.63	9.94	10.8	9.94	7.63	4.50
(q_s/A)/(W/m²)	208	14.2	24.0	31.3	34.0	31.3	24.0	14.2

因为上述计算方法将储槽处理成好像有 12 个侧面，所以分区 1 和 7 的 G_i 为零。当然储槽在阴影中的一半，G_i 也为零[而 $q_s/A = 4.5$ Btu/(h)(ft²)]。

2. 计算储槽表面每一分区的平衡温度 能够证明各分区之间的热传导可以忽略。那么在平衡时，每一分区必须满足热量衡算方程，即吸收的阳光热量 + 由辐射净输入的热量 + 外侧对流传递的热量 + 内侧对流传递的热量 = 0，或

$$q_s/A + \sigma\mathscr{F}_o(T_o^4 - T_w^4) + \sigma\mathscr{F}_R(T_R^4 - T_w^4) + h_a(T_a - T_w) + h_i(T_i - T_w) = 0$$

式中，T_w 为储槽壁温度；下标 o 指与这些分区具有辐射交换因子 $\mathscr{F}_o$ 的周围的建筑和其它设施；下标 R 指具有当量辐射温度 T_R 和辐射交换因子 $\mathscr{F}_R$ 的大气；下标 a 指储槽周围的空气，而下标 i 指储槽内的气体。对槽顶的热量衡算求解如下(对储槽壁的每一分区可进行类似的计算)：

现在，$q_s/A = 65.92$Btu/(h)(ft²)，$T_o = 105$°F = 565°R(由于附近有热的管道和其它设备)，$\mathscr{F}_o = 0.2$，$T_R = 5$°F = 465°R，对 $\mathscr{F}_R$ 合理的假定值为 0.75，$h_a = 0.72$，和 $h_i = 0.75$。因此，

$$65.92 + (0.1713 \times 10^{-8})(0.2)(565^4 - T_w^4) + (0.1713 \times 10^{-8})(0.75)(465^4 - T_w^4) +$$
$$0.72(90 + 460 - T_w) + 0.75(85 + 460 - T_w) = 0$$
$$65.92 + 34.91 - (3.426 \times 10^{-10} + 12.848 \times 10^{-10})T_w^4 + 60.07 + 396 -$$
$$(0.72 + 0.75)T_w + 408 = 0$$
$$1.6274 \times 10^{-9} T_w^4 + 1.47\ T_w = 965$$

用试差法求解上述方程得 $T_w = 553°R = 93°F(307K)$。注意如果涂料为黑色的，α_s 可能为 0.97 而非 0.18。在这种情况下，温度将会是约 200°F(366K)。

然后，可将同样的计算方法用于其它储槽分区中的每一个。

7.4 未绝热表面到大气的热损失

一直径为 3.5in(0.089m)、长度为 50ft(15.2m)的蒸汽管道输送 320°F(433K)的蒸汽。碳钢管[热导率为 25Btu/(h)(ft)(°F)或 142W/(m)(K)●]不是绝热的。其辐射率为 0.8。计算在静止空气中和风速为 15mi/h(24km/h)时的热损失，假定空气温度为 68°F(293K)。

【计算步骤】

1. 计算辐射热损失 因为作为辐射和对流结果的管外侧的传热系数远小于本例中涉及的所有其它传热系数，所以管道表面温度可假定为蒸汽温度。为计算热损失，采用简单的辐射传热公式

$$\frac{Q}{A} = 0.1713\varepsilon\left[\left(\frac{T_s}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_a}{100}\right)^4\right]●$$

式中 Q 为以每小时英热单位表示的热损失，A 为以平方英尺表示的传热面积，T_s 为以兰金温标表示的表面热力学温度，T_a 为空气的热力学温度，ϵ 为管道的辐射率。(注意在公式的这种形式中，Stefan-Boltzmann 常数中的 10^{-8}部分被写入温度项)

于是，

$$\frac{Q}{A} = 0.1713 \times 0.8 \times \left[\left(\frac{460 + 320}{100}\right)^4 - \left(\frac{460 + 68}{100}\right)^4\right] = 401\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)}(1264\text{W/m}^2)$$

2. 计算作为静止空气中自然对流结果的热损失 利用公式

$$\frac{Q}{A} = \frac{0.27\Delta T^{1.25}}{D^{0.25}}$$

式中 $\Delta T = T_s - T_a$ 用华氏温标，D 表示的管径(ft)。于是，

$$\frac{Q}{A} = \frac{0.27(320 - 68)^{1.25}}{(3.5/12)^{0.25}} = 369\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)}(1164\text{W/m}^2)$$

3. 计算静止空气中的总热损失 现在，$Q = (Q/A)A$，而 $A = \pi(3.5/12) \times 50 = 45.81\text{ft}^2$ (4.26m^2)，所以 $Q = (401 + 369) \times 45.81 = 35270\text{Btu/h}(10330\text{W})$。

4. 计算风速为 15mi/h 时的对流热损失 首先，计算空气的质量流速 G：$G = \rho v$，式中 ρ 为密度，v 为线速度。对空气 $\rho = 0.075\text{lb/ft}^3(1.20\text{kg/m}^3)$。在本题中，$v = 15\text{mi/h}$ (5280ft/mi) = 79200ft/h(24140m/h)，所以 $G = 0.075 \times 79200 = 5940\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}[29000\text{kg/(h)(m}^2\text{)}]$。

● 原语文误排为 142W/(m²)(K)，译者注。

● 原文误排为 $\frac{Q}{A} = 0.1713\varepsilon\left[\left(\frac{T_s}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_a}{100}\right)^4\right]$，译者注。

然后，确定传热系数，利用公式 $h = 0.11cG^{0.6}/D^{0.4}$，式中 h 为以每小时每平方英尺每华氏温度英热单位表示的传热系数[Btu/(h)(ft²)(℉)]，c 为[Btu/(lb)(℉)]单位表示的比热(对空气为 0.24)，G 为质量流速(lb/h·ft²)，而 D 直径(ft)。于是，$h = 0.11(0.24)(5940)^{0.6}/(3.5/12)^{0.4} = 7.94$Btu/(h)(ft²)(℉)[45.05W/(m²)(K)]。

最后，利用公式 $Q/A = h(T_s - T_a)$由传热系数确定对流热损失。于是，$Q/A = 7.94(320 - 68) = 2000.9$Btu/(h)(ft²)(6307 W/m²)。

5. 计算风速为 15mi/h 时管道的总热损失 如步骤 3，$Q = (401 + 2000.9)(45.81) = 110030$ Btu/h(32240W)。

7.5 绝热表面到大气的热损失

如果例 7.4 中的蒸汽管道有厚度为 2in(0.050m)、热导率为 0.05 Btu/(h)(ft)(℉) [0.086 W/(m)(K)]的绝热层，计算该管道的热损失。管道内径为 3 in(0.076m)，而冷凝蒸汽到管壁的传热系数为 1500 Btu/(h)(ft²)(℉)[8500W/(m²)(K)]。假定风速为 15mi/h (24km/h)。管道示意图见图 7.4。

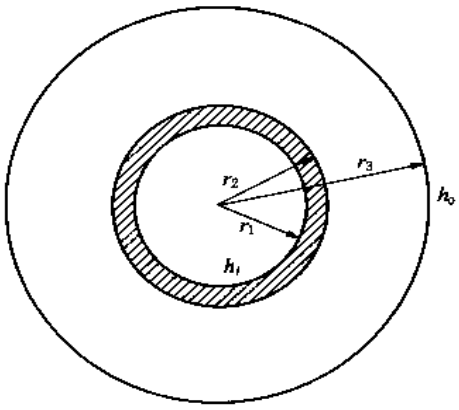


图 7.4 例 7.5 绝热管道横截面

$r_1 = 3.0/2\text{in} = 1.5\text{in} = 0.125\text{ft}(0.0381\text{m})$

$r_2 = 3.5/2\text{in} = 1.75\text{in} = 0.1458\text{ft}(0.0445\text{m})$

$r_3 = 7.5/2\text{in} = 3.75\text{in} = 0.3125\text{ft}(0.0953\text{m})$

【计算步骤】

1. 建立适当的总传热方程 可用方程 $Q = UA_o(T_s - T_a)$计算热损失，式中 Q 为热损失，U 为总传热系数，A_o 为绝热层外表面积($= 2\pi Lr_3$；见图 7.4)，T_s 为蒸汽温度，T_a 为空气温度。总传热系数可用下式计算

$$U = \frac{1}{\frac{r_3}{r_1 h_i} + \frac{r_3 \ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{r_3 \ln(r_3/r_2)}{k_2} + \frac{1}{h_o}}$$

式中 r_i 如图 7.4 所示，k_1 为管道的热导率，k_2 为绝热层的热导率，h_o 和 h_i 分别为外侧和内侧传热系数。

2. 计算 h_o 外侧传热系数 h_o 为风的对流传热系数 h_c 和作为辐射结果的传热系数 h_r 之和。后者近似为 1.0 Btu/(h)(ft²)(℉)[5.68W/(m²)(K)]，此处将采用该值。由例 7.4 的步骤 4，$h_c = 7.94$。于是，$h_o = h_c + h_r = 7.94 + 1.0 = 8.94$ Btu/(h)(ft²)(℉)[50.78W/(m²)(K)]。

3. 计算 U 代入步骤 1 的方程，

$$U = \frac{1}{\frac{0.3125}{0.125 \times 1500} + \frac{0.3125\ln(1.75/1.5)}{25} + \frac{0.3125\ln(3.75/1.75)}{0.05} + \frac{1}{8.94}}$$

$$= 0.205 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)[1.16W/(m}^2\text{)(K)]}$$

4. 计算热损失 由步骤 1，$Q = 0.205 \times 2\pi \times 50 \times 0.3125 \times (320 - 68) = 5070$Btu/h (1486W)。

7.6 掩埋管线的热损失

直径 12.75in(0.3239m)的蒸汽管道掩埋在泥土中,管道中心到泥土表面的距离为 6ft(1.829m),泥土的平均热导率为 0.3 Btu/(h)(ft)(℉)[0.52W/(m)(K)]。如果管道长度为 200ft(60.96m),蒸汽为 320℉(433K)的饱和蒸汽,泥土表面温度为 40℉(277K),计算管道的热损失。

【计算步骤】

1. 选择适当的传热方程 热损失可用下式计算

$$Q = Sk(T_1 - T_2)$$

式中 Q 为热损失,k 为泥土的热导率,T_1 为管道表面温度,T_2 为泥土表面温度,而 S 为形状因子。

2. 确定形状因子 采用方程 $S = 2\pi L/\cosh^{-1}(2z/D)$(当 z 远小于 L 时),式中 L 为管道长度,z 为地表到管道中心的距离,而 D 为管道直径。现有,

$$\cosh^{-1}(2z/D) = \ln\{(2z/D) + [(2z/D)^2 - 1]^{1/2}\}$$

对本例,$2z/D = 2 \times 6/(12.75/12) = 11.294$,$\cosh^{-1}(2z/D) = \ln[11.294 + [(11.2942 - 1)]^{1/2} = 3.116$。于是,$S = 2\pi \times 200/3.116 = 403.29$ft(122.92m)。

3. 计算热损失 因为通过泥土的传热阻力远大于其它所有传热阻力,所以管道表面温度可假定为蒸汽温度。于是,$Q = 403.29 \times 0.3 \times (320 - 40) = 33876$Btu/h(9926W)。

相关计算 此法可用于形状因子能估算的任何几何形状。许多其它几何形状的形状因子在几本参考书中有讲述,包括 Krieth[2]和 Holman[4]的专著。

7.7 非定态的热传导:冷却时间

半径为 0.5in(0.0127m)、温度为 500℉(533K)的钢球突然浸入水浴中。水温为 68℉(293K),钢表面到水的传热系数为 200Btu/(h)(ft²)(℉)[1130W/(m²)(K)]。计算钢球中心冷却到 250℉(394K)所需的时间。钢的热扩散率 α 为 0.45ft²/h(0.0418m²/h),而热导率为 25 Btu/(h)(ft)(℉)[43W/(m)(K)]。

【计算步骤】

1. 参考图 7.5 中的曲线,计算 $k/(hr_o)$

$$\frac{k}{hr_o} = \frac{25}{200(0.5/12)} = 3.0$$

2. 计算 θ_o/θ_{io}[●]

$$\frac{\theta_o}{\theta_i} = \frac{250 - 68}{500 - 68} = 0.421$$

3. 确定 $\alpha\tau/r_o^2$ 由图 7.5,对 $k/(hr_o) = 0.3$ 和 $\theta_o/\theta_i = 0.421$,$\alpha\tau/r_o^2 = 1.1$。

4. 计算所需时间 现在,$\alpha\tau/r_o^2 = 1.1$,所以

$$\tau = \frac{1.1r_o^2}{\alpha}$$

$$= \frac{1.1(0.5/12)^2}{0.45}$$

● 原文为计算 $\alpha\tau/r_o^2$,似有误,译者注。

$$= 0.0042\text{h}$$

$$= 15.3\text{s}$$

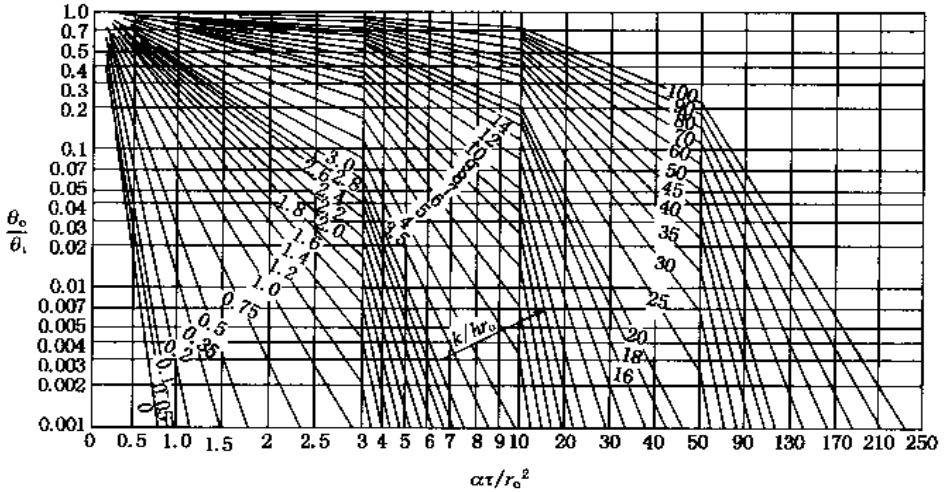


图 7.5 半径为 r_o 的球的中心温度

r_o = 半径 h = 传热系数 k = 热导率 α = 热扩散率 τ = 时间

$\theta_o = T - T_\infty$ = 时间 τ 时的温度减环境温度 $\theta_i = T_i - T_\infty$ = 初始温度减环境温度

7.8 非定态的热传导：温度

对上例所述的钢球，计算 1min 后球中心的温度。

【计算步骤】

1. 参考图 7.5 的曲线，计算 $\alpha\tau/r_o^2$ 此处，$\alpha\tau/r_o^2 = 0.45(1/60)/(0.5/12)^2 = 4.32$。

2. 确定 θ_o/θ_i 由图 7.5，对 $\alpha\tau/r_o^2 = 4.32$ 和 $k/(hr_o) = 3.0$，$\theta_o/\theta_i = 0.02$。

3. 计算 1min 后的温度 现在，$\theta_o/\theta_i = (T - T_\infty)/(T_i - T_\infty) = 0.02$，所以

$$T = T_\infty + 0.02(T_i - T_\infty)$$

$$= 68 + 0.02(500 - 68)$$

$$= 76.6°\text{F}(298\text{K})$$

相关计算 这二个例题所述的方法也可用于球以外的几何体。图 7.6 可用于圆柱，而图 7.7 可用于平板。

7.9 非定态的热传导：温度分布

计算环境温度突然改变 1min 后钢圆柱内的温度分布。条件如下：

D_o = 外径 = 2in(0.05m)

k = 热导率 = 25Btu/(h)(ft)(°F)[43W/(m)(K)]

α = 热扩散率 = 0.45ft²/h(0.0418m²/h)

h = 传热系数 = 300 Btu/(h)(ft²)(°F)[1700W/(m²)(K)]

T_1 = 初始圆柱温度 = 68°F(293K)

T_∞ = 环境温度 = 1000°F(811K)

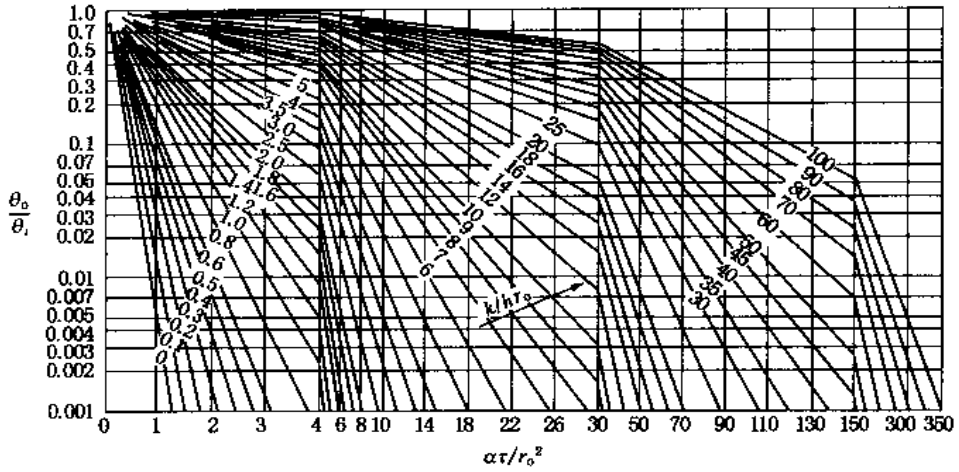


图 7.6　半径为 r_0 的圆柱的轴线温度

r_0 = 半径；h = 传热系数；k = 热导率；α = 热扩散率；τ = 时间；

$\theta_0 = T - T_\infty$ = 时间 τ 时的温度减环境温度；$\theta_i = T_i - T_\infty$ = 初始温度减环境温度

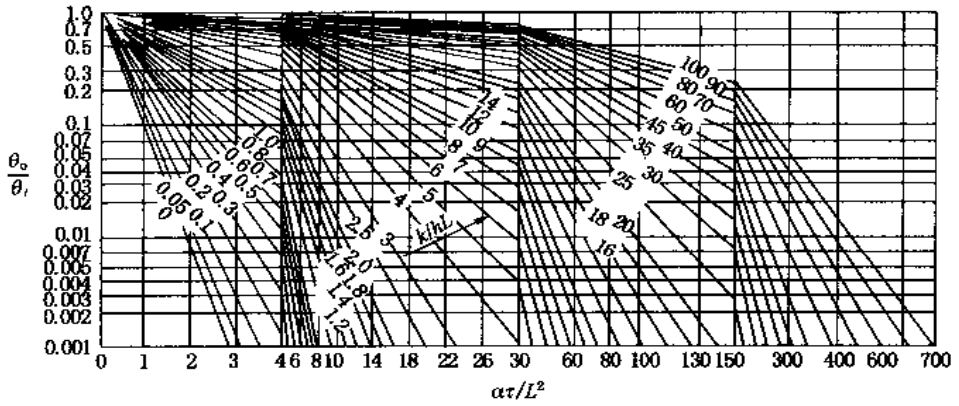


图 7.7　厚度为 $2L$ 的平板的中心平面温度

L = 一半薄片厚度；h = 传热系数；k = 热导率；α = 热扩散率；τ = 时间；

$\theta_0 = T - T_\infty$ = 时间 τ 时的温度减环境温度；$\theta_i = T_i - T_\infty$ = 初始温度减环境温度

【计算步骤】

1. 关于图 7.6 和图 7.9 中的曲线，计算 $k/(hr_0)$　现在，$k/(hr_0) = 25/300(1/12) = 1.0$。

2. 计算 $\alpha\tau/r_0^2$　现在，$\alpha\tau/r_0^2 = 0.45(1/60)/(1/12)^2 = 1.08$。

3. 确定 θ_0/θ_i　由图 7.6，对 $k/(hr_0) = 1.0$ 和 $\alpha\tau/r_0^2 = 1.08$，$\theta_0/\theta_i = 0.20$。

4. 确定 θ_0　因为 $\theta_0/\theta_i = 0.20 = (T - T_\infty)/(T_i - T_\infty)$，$\theta_0 = 0.2(68 - 1000) = -186.4$℉。

5. 确定作为半径函数的 θ_0/θ_i　由图 7.9，对 $k/(hr_0) = 1.0$，获得下列参数和 θ 的下列计算值：

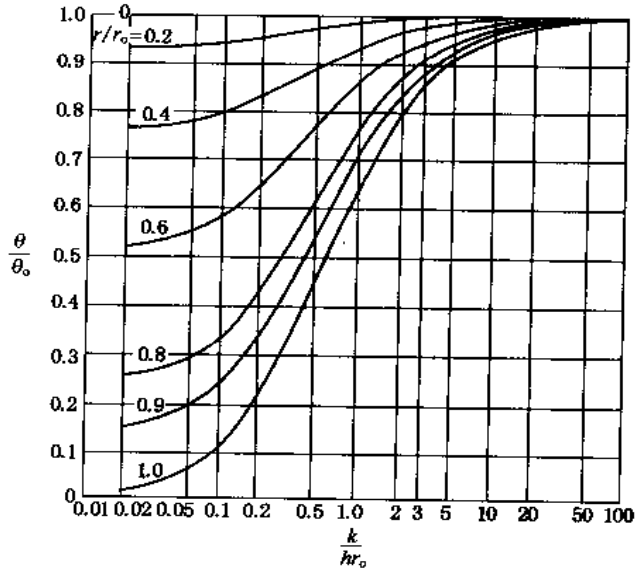


图 7.8 作为球中心温度函数的温度

r_0 = 外半径；r = 半径；k = 热导率；h = 传热系数；$\theta = T - T_\infty$ = r 处的温度减环境温度；$\theta_0 = T_i - T_\infty$ = 中心温度减环境温度

r/r_0	θ/θ_0	$\theta = (\theta/\theta_0)(-186.4)$
0	1.0	-186.4°F
0.2	0.98	-182.7°F
0.4	0.93	-173.4°F
0.6	0.86	-160.3°F
0.8	0.75	-139.8°F
1.0	0.64	-119.3°F

6. 确定作为半径函数的温度 因为 $T = T_\infty + \theta = 1000 + \theta$，求得下列温度：

r/r_0	T/°F	T/K
0	813.6	707.2
0.2	817.3	709.3
0.4	826.6	714.4
0.6	839.7	721.7
0.8	860.2	733.1
1.0	880.7	744.5

相关计算 此处所述方法也可用于其它几何形状的固体。图 7.5 和图 7.8 可用于球，而图 7.7 和图 7.10 可用于平板。

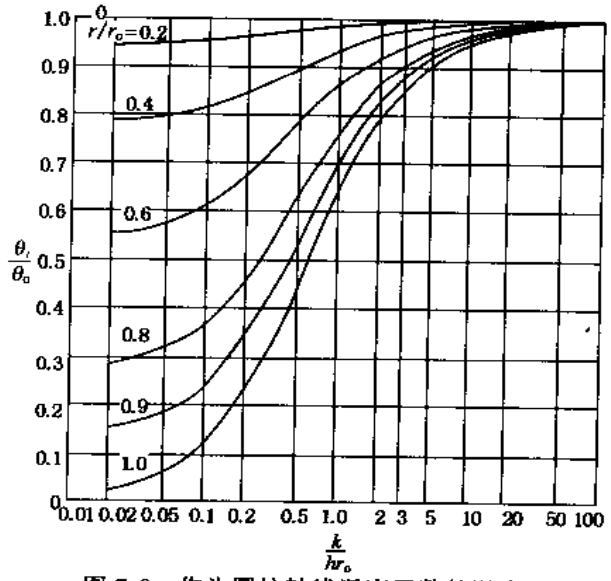


图 7.9 作为圆柱轴线温度函数的温度

r = 半径　r_0 = 外半径　k = 热导率　h = 传热系数

$\theta = T - T_\infty$ = r 处的温度减环境温度

$\theta_0 = T_i - T_\infty$ = 轴线温度减环境温度●

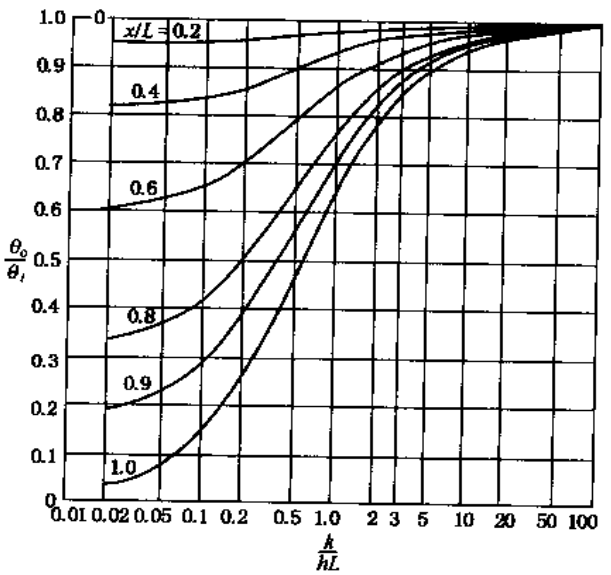


图 7.10 作为平板中心温度函数的温度

x = 距离　L = 一半平板厚度　k = 热导率　h = 传热系数

$\theta = T - T_\infty$ = x 处的温度减环境温度

$\theta_0 = T_i - T_\infty$ = 中心温度减环境温度●

●原文误排为 $\theta_0 = T - T_\infty$ = 轴线温度减环境温度，译者注。

7.10 带式冷却器的热传导

宽度为3ft(0.914m)、厚度为⅛in(3.175mm)和长度为100ft(30.48m)的不锈钢带式冷却器用于冷却10000lb/h的物料，物料物性如下所列。钢带底部喷洒86°F(303K)的水，从钢带到水的换热系数 h 为500 Btu/(h)(ft²)(°F)[2835W/(m²)(K)]。如果物料放置在钢带上的温度为400°F(477K)，而钢带移动速度为150ft/min(45.72m/min)，计算物料离开钢带时的温度。

物料物性

ρ = 密度 = 60lb/ft³(961.1kg/m³)

k = 热导率 = 0.10 Btu/(h)(ft)(°F)[0.17W/(m)(K)]

α = 热扩散率 = 0.0042ft²/h(3.871cm²/h)❶

c = 比热容 = 0.4Btu/(lb)(°F)[1.7kJ/(kg)(K)]

钢带物性

ρ = 密度 = 500lb/ft³(8009.2kg/m³)

k = 热导率 = 10 Btu/(h)(ft)(°F)[17W/(m)(K)]

c = 比热容 = 0.11Btu/(lb)(°F)[0.46kJ/(kg)(K)]

α = 热扩散率 = 0.182ft²/h(0.0169m²/h)❷

【计算步骤】

1. 计算钢带上物料厚度 通过因次分析，(lb/h)(ft³/lb)(min/ft 钢带)(h/min)(1/ft 钢带) = ft，所以(10000)(1/60)(1/150)(1/60)(1/60)(1/3) = 0.00617ft(1.881mm)。

2. 计算物料与冷却钢带接触时间 此处，(ft)(miu/ft)(h/min) = h，所以 100(1/150)(1/60) = 0.0111h。

3. 计算钢带的 $\alpha\tau/L^2$ 利用图7.7中的曲线。假定水的流量足够大，当水移除物料的热量时，其温升可忽略。那么，$\alpha\tau/L^2 = 0.182 \times 0.0111/(0.125/12)^2 = 18.62$。

4. 计算钢带的 $k/(hL)$ 现在，$k/(hL) = 10/[500(0.125/12)] = 1.92$。

5. 确定钢带的 θ_o/θ_i 由图7.7，对 $\alpha\tau/L^2 = 18.62$ 和 $k/(hL) = 1.92$，θ_o/θ_i 小于0.001。因此，在等待步骤6到步骤8的结果的过程中，假定与通过被冷却的物料的热传导相比，通过钢带的热传导可忽略。

6. 计算物料的 $\alpha\tau/L^2$ 现在，$\alpha\tau/L^2 = 0.0042 \times 0.0111/0.00617^2 = 1.225$。

7. 计算物料的 $k/(hL)$ 现在，$k/(hL) = 0.10/(500 \times 0.00617) = 0.0324$。

8. 确定 θ_o/θ_i 由图7.7，对 $\alpha\tau/L^2 = 1.225$ 和 $k/(hL) = 0.0324$，$\theta_o/\theta_i = 0.075$。

9. 确定最终物料表面温度 现在，$\theta_o/\theta_i = (T - T_\infty)/(T_i - T_\infty)$，式中 T 为钢带末端的温度，T_i 为物料初始温度，T_∞ 为水温。所以 $\theta_o/\theta_i = (T - 86)/(400 - 86) = 0.075$，和 T = 109.6°F(316.3K)。

7.11 确定带式冷却器的尺寸

对前例的条件，如果钢带速度降低为100ft/min(30.48m/min)和125°F(324.8K)的出口温

❶ 原文误排为(3.871cm³/h)，译者注。

❷ 原文误排为(0.169m²/h)，译者注。

度是可以接受的，计算所需的钢带长度。

【计算步骤】

将利用图 7.7 中的曲线。

1. 计算钢带上物料厚度 通过因次分析，(lb/h)(ft³/lb)(min/ft 钢带)(h/min)(1/ft 钢带) = ft，所以(10000)(1/60)(1/100)(1/60)(1/3) = 0.0093ft(2.82mm)。

2. 计算物料的 $k/(hL)$ 现在，$k/(hL) = 0.10/(500 \times 0.0093) = 0.0215$。

3. 计算 θ_o/θ_i 于是，$\theta_o/\theta_i = (125 - 86)/(400 - 86) = 0.1242$。

4. 确定 $\alpha\tau/L^2$ 由图 7.7，对 $\theta_o/\theta_i = 0.1242$ 和 $k/(hL) = 0.0215$，$\alpha\tau/L^2 = 1.0$。

5. 确定与水接触所需时间 因为 $\alpha\tau/L^2 = 1.0 = 0.0042\tau/0.0093^2$，$\tau = 0.0206$h。

6. 计算所需钢带长度 现在，$\tau = h$ = ft(min/ft)(h/min) = 0.0206，即钢带英尺长度(1/100)(1/60)，所以钢带长度为 $0.0206 \times 100 \times 60 = 123.6$ft(37.67m)。

7.12 间歇加热：内蛇管，等温加热介质

一装有 50000lb(22679.5kg)比热为 0.5Btu/(lb)(℉)[2.1kJ/(kg)(K)]物料的储槽从 68℉(293K)加热到 257℉(398K)。储槽内装有传热面积为 100ft²(9.92m²)的加热蛇管，由蛇管到储槽内物料的总传热系数为 150Btu/(h)(ft³)(℉)[850W/(m²)(K)]。计算用在 320℉(433K)冷凝的蒸汽加热储槽内物料所需的时间。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热方程 当用等温加热介质用内部蛇管加热一批物料时，下列方程适用：

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \left(\frac{UA}{Mc}\right)\theta$$

式中 T_1——加热介质温度；

t_1——物料初始温度；

t_2——物料最终温度；

U——总传热系数；

A——传热面积；

M——物料质量；

c——物料比热容；

θ——时间。

对本问题，$\ln[(320 - 68)/(320 - 257)] = [150 \times 100/(50000 \times 0.5)]\theta$，所以 $\theta = 2.31$h。

相关计算 本法也可用于采用内部蛇管和等温冷却介质的一批物料的冷却。在这种情况中方程为

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) = \left(\frac{UA}{Mc}\right)\theta$$

式中 T_1——物料初始温度；

T_2——物料最终温度；

t_1——冷却介质温度。

7.13 间歇冷却：内蛇管，非等温冷却介质

对上例所述的储槽，如果可获得的冷却水温度为86℉(303K)、流量为10000lb/h(4535.9kg/h)，计算将物料由257℉(398K)冷却到104℉(313K)所需的时间。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热方程 当用内部蛇管和不等温冷却介质冷却一批物料时，下列方程适用：

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) = \frac{w_c c_c}{Mc}(K_2 - 1)\left(\frac{1}{K_2}\right)\theta$$

式中 K_2—— $e^{UA/(w_c c_c)}$；

T_1——物料初始温度；

T_1——物料初始温度；

T_2——物料最终温度；

t_1——冷却介质初始温度；

w_c——冷却介质流量；

c_c——冷却介质比热容；

U——总传热系数；

A——传热面积；

M——物料质量；

c——物料比热容；

θ——时间。

对本问题，$K_2 = \exp[150 \times 100/(10000 \times 1.0)] = 4.4817$，所以

$$\ln\frac{257 - 86}{104 - 86} = \frac{10000 \times 1.0}{50000 \times 0.5}\frac{(4.4817 - 1)}{4.4817}\theta$$

因此，$\theta = 7.245$h。

相关计算 本法也可用于采用内部蛇管和不等温加热介质● 的一批物料的加热。在这种情况中方程为

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \frac{w_h c_h}{Mc}(K_3 - 1)\frac{1}{K_3}\theta \text{ 和 } K_3 = \exp\left(\frac{UA}{w_h c_h}\right)$$

式中 T_1——加热介质温度；

t_1——物料初始温度；

t_2——物料最终温度；

w_h——加热介质流量；

c_h——加热介质比热容。

7.14 间歇冷却：外换热器(逆流)，非等温冷却介质

如果能获得换热面积为200ft²(18.58m²)的外部换热器，计算冷却上例所述的物料所需的

● 原文误排为等温(isothermal)加热介质，译者注。

时间。物料以 25000lb/h(11339.8kg/h)的流率循环通过换热器。换热器的总传热系数为 200 Btu/(h)(ft²)(°F)[1134W/(m²)(K)]。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热方程 当用外部换热器和不等温冷却介质冷却一批物料时，下列方程适用：

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) = \frac{K_4 - 1}{M}\frac{W_h w_c c_c}{K_4 w_c c_c - W_h c}\theta \text{ 和 } K_4 = \exp\left[UA\left(\frac{1}{W_h c} - \frac{1}{w_c c_c}\right)\right]$$

式中 T_1——物料初始温度；

T_2——物料最终温度；

t_1——冷却介质初始温度；

w_c——冷却介质流量；

c_c——冷却介质比热容；

W_h——物料流量；

c——物料比热容；

M——物料质量；

U——总传热系数；

A——传热面积；

θ——时间。

对本问题，

$$K_4 = \exp[200 \times 200 \times (\frac{1}{25000 \times 0.5} - \frac{1}{10000 \times 1.0})] = 0.4493$$

所以，

$$\ln\frac{257 - 86}{104 - 86} = \frac{0.4493 - 1}{50000}\frac{25000 \times 10000 \times 1.0}{0.4493 \times 10000 \times 1.0 - 25000 \times 0.5}\theta$$

因此，$\theta = 6.547$h。

相关计算 本法也可用于采用外部换热器和不等温加热介质的一批物料的加热。在这种情况中方程为

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \frac{K_5 - 1}{M}\frac{W_h W_h c_h}{K_5 W_h c_h - W_h c}\theta \text{ 和 } K_5 = \exp\left[UA\left(\frac{1}{W_h c} - \frac{1}{w_h c_h}\right)\right]$$

式中 T_1——加热介质初始温度；

t_1——物料初始温度；

t_2——物料最终温度；

W_h——加热介质流量；

c_h——加热介质比热容。

7.15 间歇冷却：外换热器(1－2 多程)，非等温冷却介质

如果外部换热器是 1－2 多程设备，而不是逆流设备，计算冷却前例中物料所需的时间。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热方程 当用 1－2 多程外部换热器和不等温冷却介质冷却一批物料

时，下列方程适用：

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) = S\frac{w_c c_c}{Mc}\theta$$

和

$$S = \frac{2(K_7 - 1)}{K_7[R + 1 + (R^2 + 1)^{1/2}] - [R + 1 - (R^2 + 1)^{1/2}]}$$

式中　K_7——$\exp\left[\frac{UA}{W_c c_c}(R^2 + 1)^{1/2}\right]$；

R——$\frac{W_c C_c}{W_b c}$

T_1——物料初始温度；

T_2——物料最终温度；

t_1——冷却介质初始温度；

w_c——冷却介质流量；

c_c——冷却介质比热容；

M——物料质量；

W_b——物料流量；

c——物料比热容；

θ——时间；

U——总传热系数；

A——传热面积。

对本问题，$R = 10000 \times 1.0/(25000 \times 0.5) = 0.80$，所以

$$K_7 = \exp\left[\frac{200 \times 200}{10000 \times 1.0}(0.80^2 + 1)^{1/2}\right]$$
$$= 167.75$$

和

$$S = \frac{2(167.75 - 1)}{167.75[0.80 + 1 + (0.80^2 + 1)^{1/2}] - [0.80 + 1 - (0.80^2 + 1)^{1/2}]}$$
$$= 0.646$$

因此，

$$\ln\frac{257 - 86}{104 - 86} = \frac{0.646 \times 10000 \times 1.0}{50000 \times 0.5}\theta$$

$$\theta = 8.713\text{h}$$

相关计算　本法也可用于采用 1－2 多程换热器和不等温加热介质的一批物料的加热。在这种情况中方程为

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \frac{SW_b}{M}\theta$$

式中 S 由前面的方程定义，和

$$R = \frac{W_b c}{W_h c_h}$$

$$K_7 = \exp\left[\frac{UA}{W_b c}(R^2 + 1)^{1/2}\right]$$

T_1——加热介质初始温度；

t_1——物料初始温度；

t_2——物料最终温度；

W_h——加热介质流量；

C_h——加热介质比热容。

7.16 搅拌容器内的传热

计算浸没在直径 8ft(2.44m)的搅拌容器中的蛇管的传热系数。搅拌器为直径 3ft(0.91m)的涡轮，转速为 150r/min。流体性质如下：

ρ = 密度 = 45lb/ft^3(720.8kg/m^3)

μ = 粘度 = 10lb/(ft)(h)(4.13cP)

c = 比热容 = 0.7Btu/(lb)(°F)[2.9kJ/(kg)(K)]

k = 热导率 = 0.10 Btu/(h)(ft)(°F)[0.17W/(m)(K)]

粘度可假定不随温度变化。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热方程 下列方程可用于预测搅拌容器内蛇管或器壁的传热系数：

$$\frac{hD_j}{k} = a\left(\frac{L^2N\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

式中项 a 的数值如下：

搅拌器	表面	a	搅拌器	表面	a
涡轮	夹套	0.62	锚式	夹套	0.46
涡轮	蛇管	1.50	螺旋桨	夹套	0.54
桨式	夹套	0.36	螺旋桨	蛇管	0.83
桨式	蛇管	0.87			

方程中的其它变量是：

h——传热系数；

D_j——容器直径；

k——热导率；

L——搅拌器直径；

N——搅拌器转速，r/h；

ρ——密度；

μ——粘度；

c——比热容；

μ_b——流体主体温度下的粘度；

μ_w——表面温度下的粘度。

因此，$h = 1.50(k/D_j)(L^2N\rho/\mu)^{2/3}(c\mu/k)^{1/3}(\mu_b/\mu_w)0.14$，如前所提及，假定$(\mu_b/\mu_w)^{0.14} = 1.0$。那么，

$$h = 1.50(0.10/8)\left[\frac{3^2 \times 150 \times 60 \times 45}{10}\right]^{2/3}\left(\frac{0.7 \times 10}{0.1}\right)^{1/3}\text{❶} \times 1.0$$

$$= 394\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[2238W/(m}^2\text{)(K)]}$$

❶ 原文误排为$\left[\frac{0.7(10)}{0.1}\right]^{1.3}$，译者注。

7.17 自然对流传热

计算浸没在具有下列物性的水中的蛇管的传热系数。蛇管直径为 1in(0.025m)，蛇管表面和流体的温差为 10°F(5.56K)。水的物性为

c = 比热容 = 1.0Btu/(lb)(°F)[4.19kJ/(kg)(K)]

ρ = 密度 = 60lb/ft^3(961.1kg/m^3)

k = 热导率 = 0.395 Btu/(h)(ft)(°F)[0.683W/(m)(K)]

μ = 粘度 = 0.72lb/(ft)(h)(0.298cP)

β = 膨胀系数 = 0.0004°F^{-1}(0.00022K^{-1})

【计算步骤】

1. 考虑各可获得的自然对流方程 自然对流传热系数可用下表所列方程计算。这些方程也适用于水平平板或圆片。对朝上的被加热的水平平板或朝下的被冷却的平板，这些方程可直接应用。对朝下的被加热的平板或朝上的被冷却的平板，所得传热系数应乘以 0.5。

垂直表面	水平圆柱
对大于 10000 的雷诺数：$[h/(cG)](c\mu/k)^{2/3}=0.13/(LG/\mu)^{1/3}$	$=0.13/(DG/\mu)^{1/3}$
对 100～10000 的雷诺数：$[h/(cG)](c\mu/k)^{3/4}=0.59/(LG/\mu)^{1/2}$	$=0.53/(DG/\mu)^{1/2}$
对小于 100 的雷诺数：$[h/(cG)](c\mu/k)^{5/6}=1.36/(LG/\mu)^{2/3}$	$=1.09/(DG/\mu)^{2/3}$

在上述各方程中，G 为质量速度，即对垂直表面为$(g\beta\Delta T\rho^2L)^{1/2}$或对水平圆柱为$(g\beta\Delta T\rho^2D$[1]$)^{1/2}$，$h$ 为传热系数；c 为比热容；L 为长度；D 为直径；μ 为粘度；g 为重力加速度(4.18 × 108ft/h^2)；β 为膨胀系数；ΔT 为表面和流体间的温差；ρ 为密度；k 为热导率。

2. 计算质量速度 于是，$G=(g\beta\Delta T\rho^2D)^{1/2}=[4.18\times10^8\times0.0004\times10\times60^2(1/12)]^{1/2}=22396.4$lb/(ft^2)(h)。

3. 计算雷诺数 DG/μ 于是，$DG/\mu=(1/2)(22396.4)/0.72=2592.2$。

4. 计算传热系数 h 于是，$h=0.53cG/[(c\mu/k)^{3/4}(DG/\mu)^{1/2}]=0.53(1.0)(22396.4)/\{1.0\times0.72/0.395]^{3/4}(2592.2)^{1/2}\}=148.6$ Btu/(h)(ft^2)(°F)[844W/(m^2)(K)]。

相关计算 上述各方程对空气中的自然对流传热可简化。通常情况产生下列方程：对垂直表面，

$$h = 0.29(\Delta T/L)^{1/4}$$

对水平圆柱，

$$h = 0.27(\Delta T/D)^{1/4}$$

在这二个方程中，h 的单位为 Btu/(h)(ft^2)(°F)，ΔT 的单位为°F，而 L 和 D 的单位为 ft。

[1] 原文误排为 $g\beta\Delta\rho^2D$，译者注。

7.18 管内流体流动的传热系数:强制对流,显热

计算物性如下所列的流体通过长度为 20ft(6.1m)、内径为 0.62in(0.016m)的管道的传热系数。流体主体温度为 212℉(373K),而管道表面温度为 122℉(323K)。如果流体流量为 2000lb/h (907.2kg/h),计算传热系数。如果流体流量降低为 100lb/h (45.36kg/h),计算传热系数。

流体物性

c = 比热容 = 0.65Btu/(lb)(℉)[2.72kJ/(kg)(K)]

k = 热导率 = 0.085 Btu/(h)(ft)(℉) [0.147W/(m)(K)]

μ_w = 122℉时的粘度 = 4.0lb/(ft)(h)(1.65cP)

μ_b = 222℉时的粘度 = 1.95lb/(ft)(h)(0.806cP)

【计算步骤】

1. 选用适当的传热系数方程 流体流过管内的传热系数可用下列方程计算

a. 对雷诺数(DG/μ)大于 8000,

$$\frac{h}{cG} = \frac{0.023}{(c\mu/k)^{2/3}(D_iG/\mu)^{0.2}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

b. 对雷诺数(DG/μ)小于 2100,

$$\frac{h}{cG} = \frac{1.86}{(c\mu/k)^{2/3}(D_iG/\mu)^{2/3}(L/D_i)^{1/3}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

式中 h——传热系数;

c——比热容;

G——质量速度(质量流率除以横截面积);

μ——粘度;

μ_w——表面温度下的粘度;

μ_b——流体主体温度下的粘度;

k——热导率;

D_i——内径;

L——长度。

2. 对 2000lb/h 流量计算 D_iG/μ

$$\frac{D_iG}{\mu} = \frac{0.62}{12}\frac{2000}{(0.62/12)^2(\pi/4)}\frac{1}{1.95} = 25275$$

3. 对 2000lb/h 流量计算 h 因为 DG/μ 大于 8000,

$$\frac{h}{cG} = \frac{0.023}{(c\mu/k)^{2/3}(D_iG/\mu)^{0.2}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

$$h^{●} = \frac{0.023(0.65)[2000/(0.62/12)^2(\pi/4)]}{[0.65(1.95)/0.085]^{2/3}(25275)^{0.2}(4.0/1.95)^{0.14}}$$

$$= 280.3\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)}^{●}[1592\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

● 原文漏排 h。

● 原文误排为 280.3 Btu/(h)(ft²)(K)。

4. 对 100lb/h 流量计算 D_iG/μ

$$D_iG/\mu = 25275(100/2000) = 1263.8$$

5. 100lb/h 流量计算 h　因为 DG/μ 小于 2100，

$$\frac{h}{cG} = \frac{1.86}{(c\mu/k)^{2/3}(DG/\mu)^{2/3}(L/D)^{1/3}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

$$h = \frac{1.86(0.65)\{100/[(0.62/12)^2(\pi-4)]\}}{[\frac{0.65(1.95)}{0.085}]^{2/3}(1263.8)^{2/3}[\frac{20}{(0.62/12)}]^{1/3}(\frac{4.0}{1.95})^{0.14}}$$

$$= 10.1\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[57.4\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

相关计算　雷诺数在 2100～8000 之间时，流体传热是不稳定的，这一区域的传热系数不能确切地预测。许多参考资料中已提出各种方程。这一区域的传热系数可将对所考虑的雷诺数用上述二个方程计算的数值并列。

这里提出的方程也可用于预测挡板被设计成壳程沿列管的轴线流动的列管式换热器中壳程的传热系数。对这种情况，直径应采用当量直径

$$D_e = \frac{4a}{P}$$

式中 a——流动面积；

P——浸润周边。

此处，$a = (D_s^2 - nD_o^2)(\pi/4)$，式中 D_s 为换热器外壳的内径，D_o 为列管的外径，n 为列管数目；而 $P \simeq \pi(D_s + nD_o)$。

对设有三倍或双倍分隔挡板的外壳，对湍流流动(DG/μ 大于 8000)，计算得到的传热系数应乘以 1.3。

对于气体，因为大多数气体的 Prandtl 数($c\mu/k$)和粘度近似为常数，湍流区(DG/μ 大于 8000)的传热方程可简化。指定 $c\mu/k = 0.78$ 和 $\mu = 0.0426\text{lb/(h)(ft)}$ (0.0176cP)，导得如下适用于气体的方程：

$$h = 0.0144\frac{cG^{0.8}}{D_i^{0.2}}$$

各变量单位均为英制。

7.19　蛇管内流动流体的传热系数

计算流量为 100lb/h(45.36kg/h)、物性如例 7.18 所列的流体的传热系数。管内径为 0.62in(0.016m)，管道被制造成螺旋直径为 24in(0.61m)的蛇管。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热系数方程　流体流过蛇管的传热系数可用直管方程的修正形式进行计算。例 7.18 中所提出的方程应乘以因子 $1 + 3.5D_i/D_c$，式中 D_i 为蛇管内径，而 D_c 为螺旋直径。此外，对层流，应用 $(D_c/D_i)^{1/6}$ 项代替 $(L/D)^{1/3}$。湍流所需的雷诺数为 $2100[1 + 12(D_i/D_c)^{1/2}]$。

2. 计算最小湍流雷诺数　现有

$$(DG/\mu)_{min} = 2100[1 + 12(D_i/D_c)^{1/2}]$$

$$= 2100[1 + 12(0.62/24)^{1/2}]$$
$$= 6150$$

3. 计算 h 由前面的计算，流量为 100lb/h 时，$DG/\mu = 1263.8$。因此，

$$h = \frac{1.86cG(1 + 3.5D_t/D_c)}{(c\mu/k)^{2/3}(DG/\mu)^{2/3}(D_c/D_i)^{1/6}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$
$$= \frac{1.86(0.65)\{100/[(0.62/12)^2(\pi/4)]\}[1 + 3.5(0.62/24)]}{[0.65(1.95)/0.085]^{2/3}(1263.8)^{2/3}(24/0.62)^{1/6}(4.0/1.95)^{0.14}}$$
$$= 43.7\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[248\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

7.20 通过管束的流体流动的传热系数：强制对流，显热

如果流体流过下列几何结构的管束，计算物性如例 7.18 所列的流体的传热系数。流体流量为 50000lb/h(22679.5kg/h)。计算清洁状况和污垢状况的传热系数。

管束几何结构

D_s = 外壳直径 = 25in(2.08ft 或 0.635m)

B = 挡板间距 = 9.5in(0.79ft 或 0.241m)

D_o = 管子外径 = 0.75in(0.019m)

s = 管子中心对中心间距 = 0.9375in(0.0238m)

管子按三角形排列。

【计算步骤】

1. 选用适当的传热系数方程 流体流过理想管排的传热系数可用如下方程计算

$$\frac{h}{cG} = \frac{a}{(c\mu/k)^{2/3}(D_oG/\mu)^m(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

式中 h——传热系数；

c——比热容；

G——质量速度 = W/a_c；

a_c——流动面积

W——流量；

k——热导率；

D_o——管子外径；

μ——粘度；

μ_w——壁面温度下的粘度；

μ_b——流体主体温度下的粘度。

a 和 m 的数值如下表所列：

雷诺数	管子排列方式	m	a
> 200000	交　错	0.300	0.166
> 200000	直　线	0.300	0.124
300 ~ 200000	交　错	0.365	0.273
300 ~ 200000	直　线	0.349	0.211
< 300	交　错	0.640	1.309
< 300	直　线	0.569	0.742

对三角和正方形排列的管束

$$a_c = \frac{BD_s(s - D_o)}{s}$$

对旋转方形排列的管束

$$a_c = \frac{1.5BD_s(s - D_o)}{s}$$

式中 B——挡板间距；

D_s——外壳直径；

s——管子中心对中心间距；

D_o——管子外径。

前表中 a 的数值以不设管束流体旁路的换热器为基础。对按管式换热器制造商协会的标准[11]制造并有适当数目的密封装置的换热器，用前述方程计算所得的传热系数必须进行如下校正以反映流体的旁路：

$$h_o = hF_1F_r$$

式中 F_1——$0.8(B/D_s)^{1/6}$，对有典型污垢的管束；

F_1——$0.8(B/D_s)^{1/4}$，对无污垢的管束；

F_r——1.0，对 D_oG/μ 大于 100；

F_r——$0.2(D_oG/\mu)^{1/3}$，对 D_oG/μ 小于 100。

2. 计算 D_oG/μ

$$a_c = \frac{BD_s(s - D_o)}{s}$$

$$= \frac{(9.5/12)(25/12)(0.9375 - 0.75)}{0.9375}$$

$$= 0.3299\text{ft}^2(0.0306\text{m}^2)$$

$$G = \frac{W}{a_c} = \frac{50000}{0.3299} = 151578.9\ \text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$$

$$\frac{D_oG}{\mu} = \frac{(0.75/12)151578.9}{1.95} = 4858.9$$

3. 计算 h 现有

$$h = \frac{0.273cG}{(c\mu/k)^{2/3}(D_oG/\mu)^{0.365}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

于是

$$h = \frac{0.273 \times 0.65 \times 151578.9}{[0.65 \times 1.95/0.085]^{2/3}(4858.3)^{0.365}(4.0/1.95)^{0.14}}$$

$$= 181.2\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[1029\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

4. 计算污垢状况的 h_o 现有，$h_o = hF_1F_r$，式中 $F_r = 1.0$，$F_1 = 0.8(B/D_s)^{1/6} = 0.8(9.5/25)^{1/6} = 0.6809$，所以，$h_o = 181.5 \times 0.6809 \times 1.0 = 123.6$ Btu/(h)(ft²)(°F)[702W/(m²)(K)]。

5. 计算清洁状况的 h_o 此处，$F_1 = 0.8(B/D_s)^{1/4} = 0.8(9.5/25)^{1/4} = 0.6281$，所以，

$h_o = 181.5 \times 0.6281 \times 1.0 = 114.0$ Btu/(h)(ft²)(℉)[647.5W/(m²)(K)]。

相关计算 上面关于 F_1 和 F_r 的方程系以制造时使管束的流体旁路为最小的换热器为基础。已作如下假定：分隔挡板的挡板缺口为外壳直径的20%和布置包括在档板窗口区域的管子。对偏离这些假定的情况，流体旁路的影响应该估算。已提出几种估算方法；Bell[15]的方法是广泛采用的一种。

对于气体，因为大多数气体的 Prandtl 数($c\mu/k$)和粘度近似为常数，对湍流区上述方程可简化。假定 $c\mu/k = 0.78$ 和 $\mu = 0.0426$lb/(h)(ft) (0.0176cP)，导得如下适用于气体的方程：

$$h = \frac{bcG^{1-m}}{D_o^m}$$

各变量单位均为英制，而 b 具有如下数值：

雷诺数	管子排列方式	b	雷诺数	管子排列方式	b
300～200000	交错	0.102	>200000	交错	0.076
300～200000	直线	0.083	>200000	直线	0.057

7.21 换热器的平均温差

热物流以 $T_h = 200$℃(392℉)进入换热器，被冷却到 $T_c = 100$℃(212℉)。冷物流以 $t_c = 20$℃(68℉)进入换热器，被加热到 $t_h = 95$℃(203℉)。计算下列情况的平均温差：

(1) 逆流

(2) 并流(也称为“平行流”)

(3) 1－2 多程(壳程为单程，管程为双程)

(4) 2－4 多程(壳程为双程，管程为四程)

(5) 1－1 错流(单程错流通过壳程，管程为单程)

(6) 1－2 错流(单程错流通过壳程，管程为双程)

这些流动方式的安排在图 7.11 中说明。

【计算步骤】

1. 采用逆流方程 逆流的平均温差是下式计算的对数平均温差

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_h - t_h) - (T_c - t_c)}{\ln[(T_h - t_h)/(T_c - t_c)]}$$

于是

$$\Delta T_{LM} = \frac{(200 - 95) - (100 - 20)}{\ln[(200 - 95)/(100 - 20)]}$$
$$= 91.93℃(165.47℉)$$

2. 采用并流方程 并流的平均温差是下式计算的对数平均温差

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_h - t_c) - (T_c - t_h)}{\ln[(T_h - t_c)/(T_c - t_h)]}$$

于是

$$\Delta T_{LM} = \frac{(200 - 20) - (100 - 95)}{\ln[(200 - 20)/(100 - 95)]}$$
$$= 48.83℃(87.89℉)$$

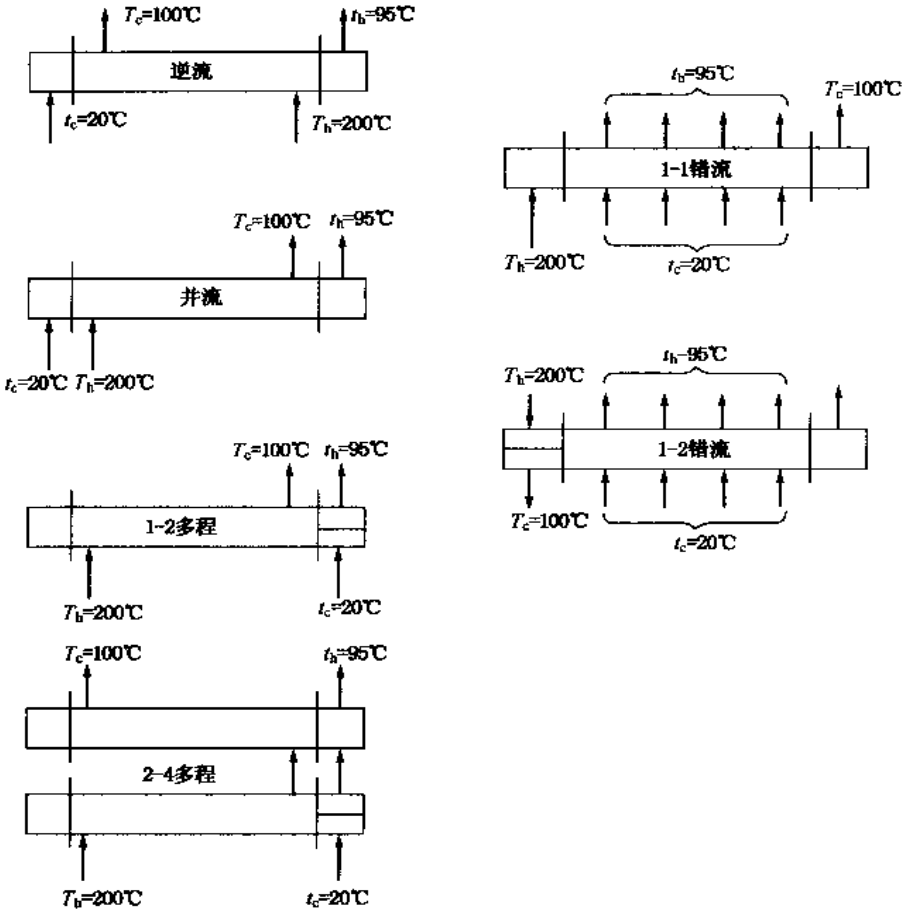


图 7.11 通过换热器的流动方式安排

（注意：T 表示被冷却的物流；t 表示被加热的物流）

3. 应用 1－2 多程方程 1－2 多程换热器的平均温差可用下列方程计算

$$\Delta T_m = \frac{M}{\ln[(P+M)/(P-M)]}$$

式中 $P=(T_h-t_h)+(T_c-t_c)$ 和 $M=[(T_h-T_c)^2+(t_h-t_c)^2]^{1/2}$。于是，$P=(200-95)+(100-20)=185$，$M=[(200-100)^2+(95-20)^2]^{1/2}=125$，和

$$\Delta T_m = \frac{125}{\ln[(185+125)/(185-125)]}$$

$$=76.12℃(137.02℉)$$

4. 应用 2－4 多程方程 2－4 多程换热器的平均温差可用下列方程计算

$$\Delta T_m = \frac{M/2}{\ln[(Q+M)/(Q-M)]}$$

式中 M 定义同上，并有

$$Q=[(T_h-t_h)^{1/2}+(T_c-t_c)^{1/2}]^2$$

于是，$Q=[(200-95)^{1/2}+(100-20)^{1/2}]^2=368.30$

$$\Delta T_m = \frac{125/2}{\ln[(368.30 + 125)/(368.30 - 125)]}$$

$$= 88.42℃(159.16℉)$$

5. 利用 1－1 错流的校正因子 1－1 错流换热器的平均温差可用由图 7.12 确定的校正因子计算。平均温差将是该因子和逆流对数平均温差的乘积。为获得校正因子，计算二参数 P 和 R 的数值：

$$P = \frac{t_h - t_c}{T_h - t_c} = \frac{95 - 20}{200 - 20} = 0.42$$

$$R = \frac{T_h - T_c}{t_h - t_c} = \frac{200 - 100}{95 - 20} = 1.33$$

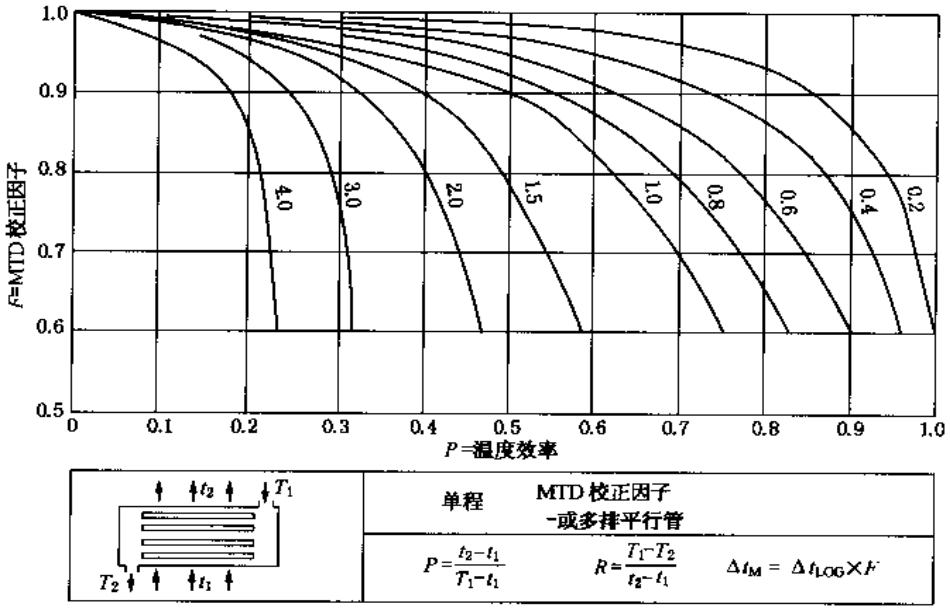


图 7.12 单程错流校正因子

(取自"*Engineering Data Book*, 1966," *Natural Gas Processors Suppliers Association*.)

利用上述 P 和 R 的数值，由图 7.12 求得 F 为 0.91。那么，

$$\Delta T_m = F\Delta T_{LM} = 0.91(91.93) = 83.66℃(150.58℉)$$

6. 利用 1－2 错流的校正因子 1－2 错流换热器的平均温差可用与 1－1 错流换热器相同的方法计算，除校正因子由图 7.13 确定外。

对 $P = 0.42$ 和 $R = 1.33$，$F = 0.98$(由图 7.13)，所以

$$\Delta T_m = F\Delta T_{LM} = 0.98 \times 91.93 = 90.09℃(162.16℉)$$

相关计算 多程换热器的平均温差也可对逆流对数平均温差采用适当的校正因子进行计算

$$\Delta T_m = F\Delta T_{LM}$$

许多参考资料[1～4，6，10，11]中有确定 F 值的曲线。

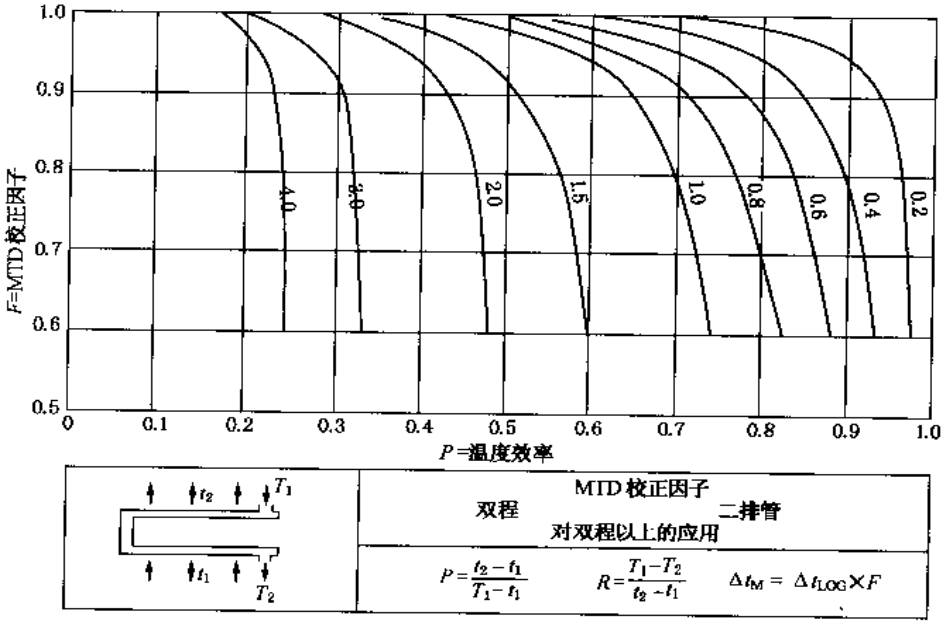


图 7.13　双程错流校正因子

（取自"*Engineering Data Book*，1966，"*Natural Gas Processors Suppliers Association*.）

对设有错流挡板的列管式换热器，前述方法假定已提供适当数目的挡板。如果壳程流体通过管束的流动少于 8 程，那么平均温差可能需对这种错流状况进行校正。在 Caglayan 和 Buthod 的著作[20]中介绍了适当的曲线。该书中的曲线还可用于确定单壳程和大于 2 的管程的错流换热器的校正因子。

上述方法仅适用于传热是温度的线性函数的情况。对不满足此条件的系统，总放热曲线可分段处理，曲线的每一段近似满足线性要求。然后可对每一段计算对数平均温差。遇到这种方法的常见例子包括：(1)冷凝液冷凝后被过冷的全凝器；(2)液体以过冷状态进入，加热到饱和温度，液体汽化，然后再对蒸气加热以过热状态离开的汽化器。

其它一些此处未予说明的换热器类型有时也会采用。对这些换热器确定 F 值的曲线参考文献[11]中有介绍。这类结构包括分流换热器和双联换热器。

7.22　列管式换热器的总传热系数

可获得一具有下列几何结构的列管式换热器：

D_s = 外壳直径 = 25in(0.635m)

n = 列管数 = 532

D_o = 列管外径 = 0.75in(0.019m)

D_i = 列管内径 = 0.62in(0.016m)

L = 列管长度 = 16ft(4.88m)

s = 管间距 = 0.9375in，三角形(0.024m)

B = 挡板间距 = 9.5in(0.241m)

设有一管程和一壳程，管子材料为热导率为 10 Btu/(h)(ft)(℉)[17W/(m)(K)]的不锈钢。

计算该换热器在如下使用条件下的总传热系数：

管程

经历显热传递的液体

W_t = 流量 = 500000lb/h(226795kg/h)

c = 比热容 = 0.5Btu/(lb)(℉)[2.1kJ/(kg)(K)]

μ = 粘度 = 1.21lb/(ft)(h)(0.5cP)

相对密度 = 0.8

k = 热导率 = 0.075 Btu/(h)(ft)(℉)[0.13W/(m)(K)]

壳程

经历显热传递的液体

W_s = 流量 = 200000lb/h(90718kg/h)

c = 比热容 = 1.0Btu/(lb)(℉)[4.19kJ/(kg)(K)]

μ = 粘度 = 2.0lb/(ft)(h)(0.83cP)

相对密度 = 1.0

k = 热导率 = 0.36 Btu/(h)(ft)(℉)[0.62W/(m)(K)]

此外，污垢传热系数为 1000 Btu/(h)(ft²)(℉)[5670W/(m²)(K)]。假定粘度随温度的变化可忽略，即 $\mu_w/\mu_b = 1.0$。

【计算步骤】

1. 计算管内雷诺数 雷诺数为 DG/μ，式中 G 为质量流率

$$G = \frac{500000}{532\text{管}(0.62/12)^2(\pi/4)} = 448278\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$$

$$DG/\mu = \frac{(0.62/12)448278}{1.21} = 19141$$

2. 计算管内传热系数 h_i 当雷诺数大于 8000 时，

$$h_i = \frac{0.023cG}{(c\mu/k)^{2/3}(DG/\mu)^{0.2}}$$

于是

$$h_i = \frac{0.023 \times 0.5 \times 448278}{(0.5 \times 1.21/0.075)^{2/3}19141^{0.2}}$$

$$= 178.6\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)[1013W/(m}^2\text{)(K)]}$$

3. 计算壳程雷诺数 对壳程，$G = W_s/a_c$，式中流动面积 $a_c = BD_s(s - D_o)/s$。那么，

$$a_c = \frac{(9.5/12)(25/12)(0.9375 - 0.75)}{0.9375}$$

$$= 0.33\text{ft}^2(0.0307\text{m}^2)$$

所以

$$D_oG/\mu = \frac{(0.75/12)(200000/0.33)}{2.0}$$

$$= 18940$$

4. 计算管外传热系数 h_o 现在

$$h = \frac{0.273cG}{(c\mu/k)^{2/3}(D_oG/\mu)^{0.365}}$$

$$= \frac{0.273 \times 1.0 \times (200000/0.33)}{(1.0 \times 2.0/0.36)^{2/3}18940^{0.365}}$$

$$= 1450.7\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}$$

然后，对流动旁路进行校正(见例 7.20)，

$$h_o = hF_1F_r = h(0.8)(B/D_s)^{1/6}(1.0)$$

所以

$$h_o = 1450.7 \times 0.8 \times (9.5/25)^{1/6} \times 1.0$$

$$= 987.7\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[5608W/(m}^2\text{)(K)]}$$

5. 计算通过管壁的传热系数 h_w 通过管壁的传热系数 h_w 可由式 $h_w = 2k/(D_o - D_i)$计算。于是，

$$h_w = \frac{2 \times 10}{(0.75/12) - (0.62/12)}$$

$$= 1846\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[10480W/(m}^2\text{)(K)]}$$

6. 计算总传热系数 公式为

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i(D_i/D_o)} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_s}$$

式中 U——总传热系数；

h_o——外侧传热系数；

h_i——内侧传热系数；

h_w——管壁传热系数；

h_s——污垢传热系数；

D_i——内径；

D_o——外径。

那么

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{987.7} + \frac{1}{178.6(0.62/0.75)} + \frac{1}{1846} + \frac{1}{1000}$$

所以，$U = 107.2\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[608.8W/(m}^2\text{)(K)]}$。

相关计算 计算总传热系数的上述方法也可用于计算通过包含串联的不同厚度和热导率的材料的复合壁的总导热阻力。对这种情况，每种材料的传热系数均等于特定材料的热导率除以厚度。通过传导传递的热量可由下式确定

$$Q = (t_1 - t_2)\frac{1}{R}A$$

式中 Q——传递的热量；

t_1——热表面温度；

t_2——冷表面温度；

A——壁面积；

R——总阻力，等于

$$\frac{x_1}{k_1}+\frac{x_2}{k_2}+\frac{x_3}{k_3}+\cdots$$

式中 x——厚度；

k——热导率。

通过比较可见 $U=1/R$。

7.23 逆流换热器的出口温度

对例 7.22 所述的换热器，如果管程流体进口温度为 68℉(293K)，壳程流体进口温度为 500℉(533K)，计算出口温度和传递的热量。

【计算步骤】

1. 确定传热面积 表面积 $A=\pi nD_oL=\pi(532)(0.75/12)(16)$，所以 $A=1670\text{ft}^2$ (155.2m^2)。

2. 确定热效率 逆流换热器的热效率可由图 7.14 确定。现有

$$\frac{UA}{wc}=\frac{107.2\times1670}{500000\times0.5}$$

$$=0.716$$

和

$$R=\frac{500000\times0.5}{200000\times1.0}$$

$$=1.25$$

所以，由图 7.14 得热效率 $P=0.39$。

3. 确定出口温度 因为 $P=(t_2-t_1)/(T_1-t_1)=0.39$，

$$t_2=t_1+P(T_1-t_1)=68+0.39\times(500-68)$$

$$=236.5℉$$

现在，根据定义，$wc(t_2-t_1)=WC(T_1-T_2)$，和 $R=wc/(WC)$，所以 $T_2=T_1-R(t_2-t_1)$。于是，

$$T_2=500-1.25(236.5-68)$$

$$=289.4℉(416\text{K})$$

4. 确定传热量 利用公式

$$Q=wc(t_2-t_1)$$

式中 Q——传热量；

w——被加热流体的流量；

c——被加热流体的比热容。

那么，

$$Q=500000\times0.5\times(236.5-68)$$

$$=42120000\text{Btu/h}(12343000\text{W})$$

(计算也可改为根据被冷却流体的温度、流量和比热容)。

相关计算 图 7.14 也可用于确定一种流体温度不变的换热器的热效率。对这种情况，$R=0$。

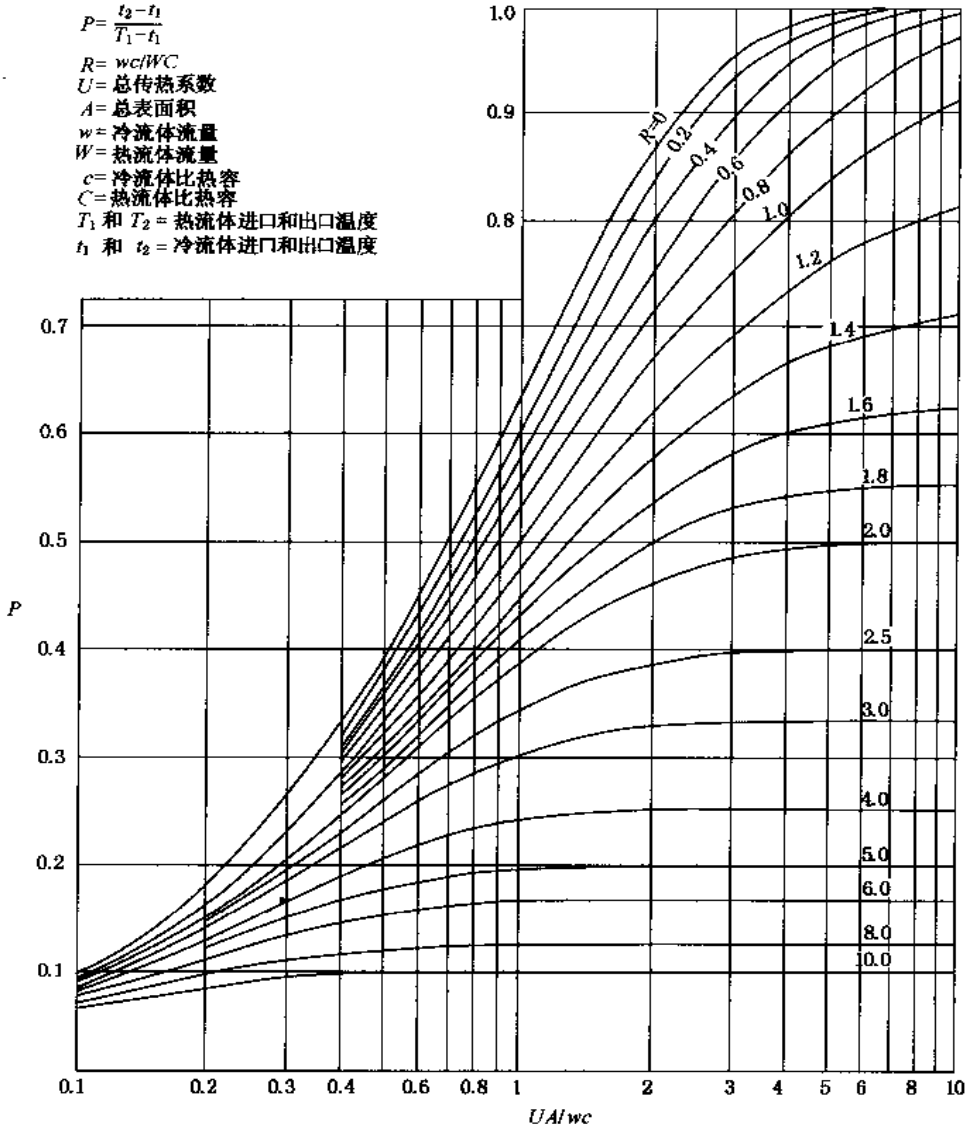


图 7.14　逆流换热器的温度效率[11]

7.24　1－2 多程换热器的出口温度

例 7.23 所述的换热器，如果管程由单程改为双程，计算出口温度和传递的热量。

【计算步骤】

1. 确定总传热系数　管程传热系数正比于 $G^{0.8}$。因为换热器的管程改为双程，质量速度 G 将加倍。因此，$h_i = 178.6 \times 2^{0.8} = 310.9$ Btu/(h)(ft²)(°F)[1764W/(m²)(K)]。新的总传热系数可用下式计算：

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{987.7} + \frac{1}{310.9 \times (0.62/0.75)} + \frac{1}{1846} + \frac{1}{1000}$$

$$= 155.2 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[880.4W/(m}^2\text{)(K)]}$$

2. 确定热效率 1－2 多程换热器的热效率可由图 7.15 确定。现有

$$\frac{UA}{wc} = \frac{155.2 \times 1670}{500000 \times 0.5}$$
$$= 1.073$$

和 $R = 1.25$，所以，由图 7.15 得热效率 $P = 0.43$。

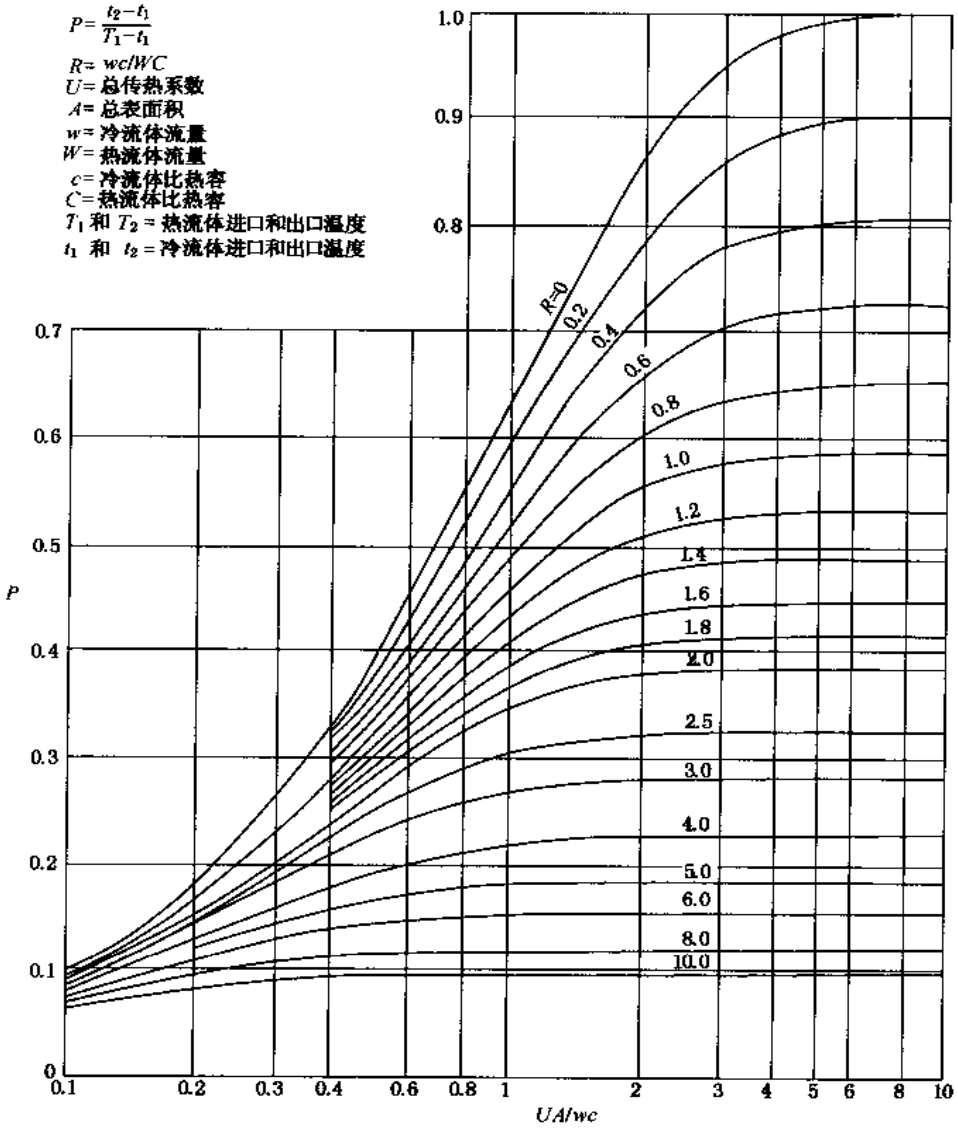


图 7.15 单壳程、偶数管程换热器的热效率[11]

3. 确定出口温度 见例 7.23 步骤 3。现有 $t_2 - t_1 = 0.43(500 - 68) = 185.8$℉，所以，$t_2 = 185.8 + 68 = 253.8$℉；和 $T_2 - T_1 = R(t_2 - t_1) = 1.25 \times 185.8 = 232.2$℉，所以 $T_2 = 500 - 232.2 = 267.8$℉(404K)。

4. 计算传热量 见例 7.23 步骤 4。现有 $Q = 500000 \times 0.5 \times 185.8 = 46450000\text{Btu/h}$ (13610000W)。

相关计算 2-4 多程换热器的热效率可由图 7.16 确定。对 1-2 和 2-4 多程换热器，一种流体温度不变的换热器的 R 均为零。

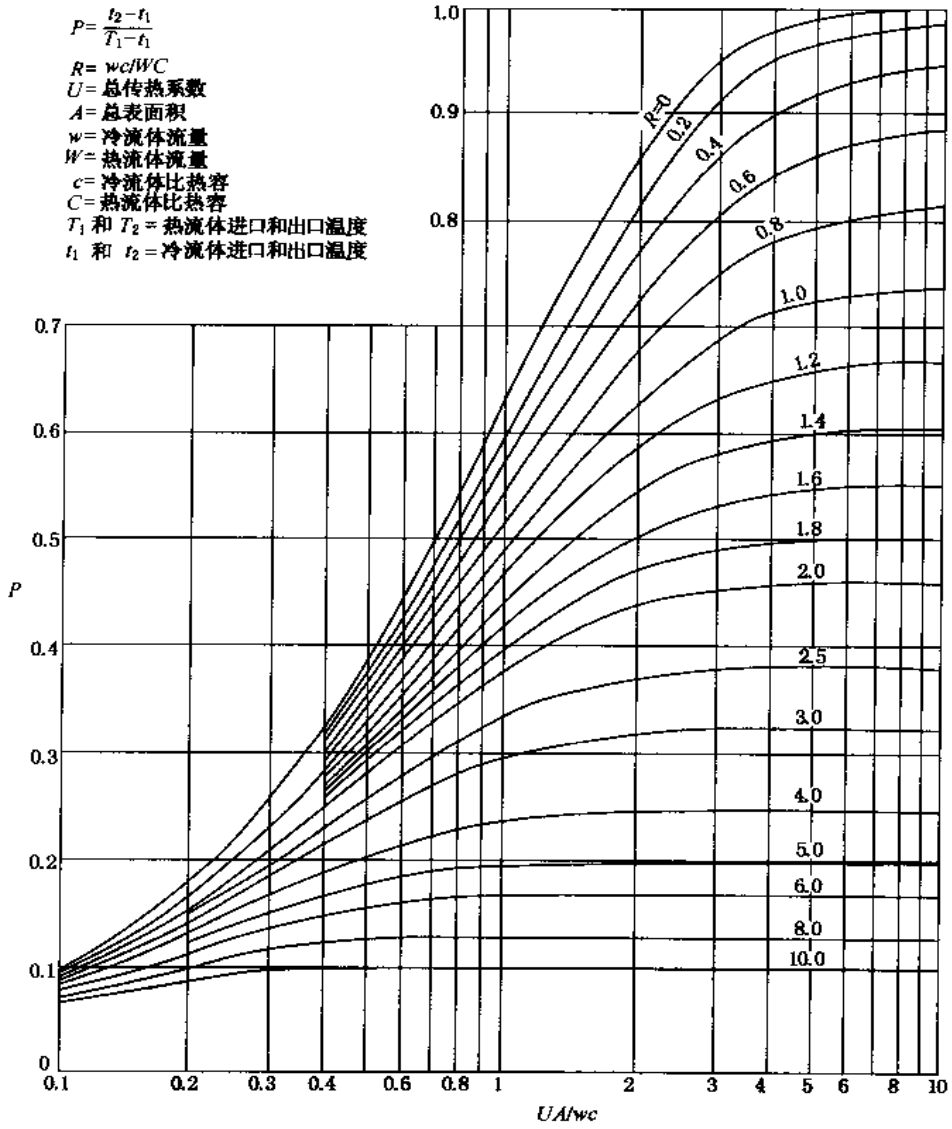


图 7.16 双壳程、四或四的倍数管程换热器的热效率[11]

7.25 垂直管的冷凝

如果具有下列性质的蒸汽：

ρ_L = 液体密度 = 60 lb/ft^3(961.1kg/m^3)

ρ_v = 蒸气密度 = 0.0372 lb/ft^3(0.60kg/m^3)

μ_L = 液体粘度 = 0.72 lb/(ft)(h)(0.298cP)

μ_v = 蒸气粘度 = 0.0313lb/(ft)(h)(0.0129cP)

c = 液体比热容 = 1.0Btu/(lb)(℉)[4.19kJ/(kg)(K)]

k = 液体热导率 = 0.395Btu/(h)(ft)(℉)[0.683W/(m)(K)]

以 50lb/h(22.68kg/h)的速率在内径为 0.62in(0.016m)的垂直管内冷凝，计算垂直管的冷凝系数。

【计算步骤】

1. 选择采用的计算方法 采用 Dukler 理论[18]，该理论假定要确定垂直管内冷凝平均传热系数的数值，必须已知三个固定因子。这些因子是终端雷诺数($4\Gamma/\mu$)，冷凝相的普兰特(Prandtl)数($c\mu/k$)和标记为 A_d 的无因次数组，其定义如下：

$$A_d = \frac{0.250\mu_L^{1.173}\mu_v^{0.16}}{g^{2/3}D_i^2\rho_L^{0.553}\rho_v^{0.78}}$$

在这些方程中

$$\Gamma = W/(n\pi D_i)$$

式中 W——质量流量；

n——管数；

D_i——管内径；

ρ_L——液体密度；

ρ_v——蒸气密度；

g——重力常数；

μ_L——液体粘度；

μ_v——蒸气粘度❶。

雷诺数和普兰特数与冷凝系数的关联如图 7.17 所示。但是，该图是以 $A_d = 0$，即不存在界面剪切为基础的。下列因子可用于估计界面剪切的影响(h = 有界面剪切的系数，h_0 = 无界面剪切的系数)：

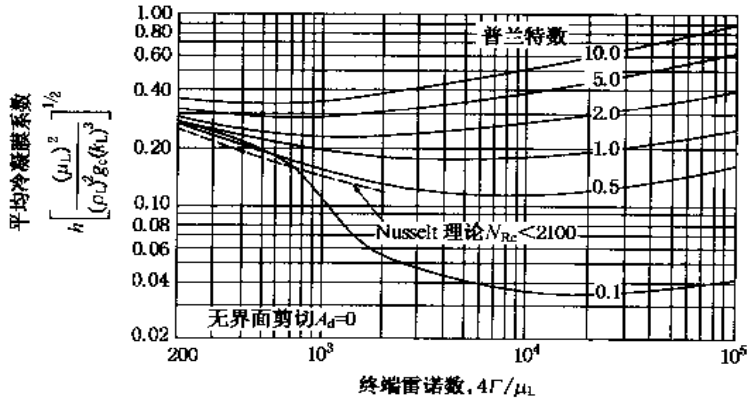


图 7.17 冷凝膜系数的 Dukler 标绘

❶ 原文误排为 μ_u = vapor viscosity，译者注。

终端雷诺数	h/h_0			
$4\Gamma/\mu$	$A_d=0$	$A_d=10^{-5}$	$A_d=10^{-4}$	$A_d=2\times10^{-4}$
200	1.0	1.0	1.03	1.05
500	1.0	1.03	1.15	1.28
1000	1.0	1.07	1.40	1.68
3000	1.0	1.25	2.25	2.80
10000	1.0	1.90	4.35	6.00
30000	1.0	3.30	8.75	13.00

2. 计算终端雷诺数 $4\Gamma/\mu$　因为 $\Gamma = W/(n\pi D_i) = 50/[1.0\pi(0.62/12)] = 308\text{lb}/(\text{h})(\text{ft})$，$4\Gamma/\mu = 4\times308/0.72 = 1711.3$。

3. 计算普兰特数　$c\mu/k = 1.0\times0.72/0.395 = 1.82$。

4. 计算 h_0　参考图 7.17。对 $4\Gamma/\mu = 1711.3$ 和 $c\mu/k = 1.82$，$[h\mu_L^2/(\rho_L^2 g k^3)]^{1/3} = 0.21$，因此

$$h = 0.21\left(\frac{60^2\times4.18\times10^8\times0.395^3}{0.72^2}\right)^{1/3}$$

$$= 1183\ \text{Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(°\text{F})[6720\text{W}/(\text{m}^2)(\text{K})]$$

5. 计算 A_d

$$A_d = \frac{0.025\mu_L^{1.173}\mu_v^{0.16}}{g^{2/3}D_i^2\rho_L^{0.553}\rho_v^{0.78}}$$

$$= \frac{0.250\times0.72^{1.173}\times0.0313^{0.16}}{(4.18\times10^8)^{2/3}(0.62/12)^2\times60^{0.553}\times0.0374^{0.78}}$$

$$= 8.876\times10^{-5}$$

6. 计算 h　对 $A_d = 8.876\times10^{-5}$ 和 $4\Gamma/\mu = 1711.3$，由步骤 1 得 h/h_0 近似为 1.65。那么，$h = 1.65h_0 = 1.65\times1183 = 1952\ \text{Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(°\text{F})[11088\text{W}/(\text{m}^2)(\text{K})]$。

相关计算　对低雷诺数($4\Gamma/\mu$)，可用 Nusselt 方程预测垂直管的冷凝传热系数：

$$h = 0.925k\left(\frac{\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

式中　h——传热系数；

k——液体热导率；

ρ——液体密度；

g——重力常数；

μ——液体粘度；

Γ——单位周边的冷凝速率。

由图 7.17 可见，对普兰特数近似为 2 的流体(例如蒸汽)，流量或雷诺数对冷凝传热系数影响不大。因此，蒸汽在垂直管上的冷凝传热系数往往不需计算，可指定为 1500 ~ 2000 $\text{Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(°\text{F})[8500\sim11340\text{W}/(\text{m}^2)(\text{K})]$间的某个数值。

本法可用于垂直管外冷凝。在计算 A_d 时应采用当量直径，而在计算雷诺数时则采用管外径。

下降液膜的传热系数也可由图 7.17 预测。所得的系数应乘以 0.75 以获得降膜机理的传热系数。

为在非冷凝条件下在垂直管上产生降膜需达到最小流量。最小流量可用下式预测

$$\Gamma_{min} = 19.5(\mu s\sigma^3)^{1/5}$$

式中 Γ_{min}——管负荷，lb/(h)(ft)；

μ——液体粘度，cp；

s——液体相对密度；

σ——表面张力，dyn/cm。

如果未达到此最小液体负荷，管道周边将不能均匀润湿。但是，降膜一旦形成，可以实现较低的终端流速面不会损坏液膜。此最小终端流速可用下式预测

$$\Gamma_T = 2.4(\mu s\sigma^3)^{1/5}$$

式中 Γ_T——终端管负荷，lb/(h)(ft)。

此判据建立了能被降膜蒸发器蒸发的最大物料量。在一次通过而不损坏液膜时，大约可蒸发进入物料的85%。如果试图将管负荷降至终端负荷以下，液膜将损坏并会形成小液流。部分管道表面将不能被润湿，并可能增加传热表面的污垢面导致传热量减小。

对垂直冷凝器，如果需要很容易使冷凝液过冷。过冷作为降膜传热发生，所以可用前述关于降膜换热器的方法计算传热系数。

不互溶液体的蒸气的冷凝尚未被充分了解。保守的方法是假定存在二层冷凝液膜和所有热量必须通过串连的二层液膜进行传递。另一种方法是采用质量分数平均热导率并用膜形成组分(对水－有机物混合物为有机物)的粘度计算传热系数。

推荐的方法是采用共享表面模型并用下式计算有效传热系数

$$h_L = V_A h_A + (1 - V_A) h_B$$

式中 h_L——有效传热系数；

h_A——假定仅存在液体A时的传热系数；

h_B——假定仅存在液体B时的传热系数；

V_A——冷凝液中液体A的体积分数。

7.26 水平管内的冷凝

对具有下列性质的流体：

ρ_L = 液体密度 = 50lb/ft^3(800.9kg/m^3)

ρ_v = 蒸气密度 = 1.0lb/ft^3(16.02kg/m^3)

μ = 液体粘度 = 0.25lb/(ft)(h)(0.104cP)

c = 液体比热容 = 0.55Btu/(lb)(°F)[2.30kJ/(kg)(K)]

k = 液体热导率 = 0.08Btu/(h)(ft)(°F)[0.14W/(m)(K)]

以126lb/h(57.15kg/h)的速率在内径为0.62in(0.016m)、长度为9ft(2.74m)的水平管内冷凝，计算该水平管的有效冷凝系数。

【计算步骤】

1. 选择采用的计算方法 水平管内的冷凝可假定二种机理进行预测。第一种假定具有层流膜冷凝的层状流动。第二种假定环形流动，并采用当量质量速度表现二相流，近似为单相传热。对层状流动假定，再进一步假定沿管底部流动的液层上的冷凝可忽略。因此，这层

液体必须不超过可以不予适当考虑的假定值。

下列方程可用于预测水平管内冷凝的传热系数：对层状流，

$$h_c = 0.767k\left(\frac{\rho_L^2 gL}{n\mu W}\right)^{1/3}$$

对环形流，

a. 当 $Re_L > 5000$ 和 $Re_v < 20000$ 时，

$h_a D_i/k = 0.0265(c\mu/k)^{1/3}(DG_E/\mu)^{0.8}$，或

b. 当 $Re_L < 5000$ 或 $Re_v < 20000$ 时，

$h_a D_i/k = 5.03(c\mu/k)^{1/3}(DG_E/\mu)^{1/3}$在这些方程中，$Re_L = DG_L/\mu$，$Re_v = (DG_v/\mu)(\rho_L/\rho_v)^{1/2}$，$G_E = G_L + G_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2}$。

式中 h——传热系数；

ρ_L——液体密度；

ρ_v——蒸气密度；

g——重力常数；

k——液体热导率；

μ——液体粘度；

L——管长；

n——管数；

W——冷凝液流率；

G_E——当量质量速度；

G_L——假定只有液相流动的液体质量速度；

G_v——假定只有汽相流动的蒸气质量速度；

D_i——管道内径；

c——液体比热容；

Re_L——液相雷诺数；

Re_v——汽相雷诺数，定义如上。

采用二种机理计算传热系数，并选择较高的数值作为有效传热系数 h_L。环形流假定导致传热系数沿管长而变。冷凝器应分成若干区间，对每一区间用平均汽相和液相流率计算传热系数。总传热系数为所有区间的积分值。

对本例题，计算 9 个区间的传热系数，每一区间长 1ft(0.305m)，且每一区间冷凝量相同。仅对 3 个区间——第一区间、中间区间和最后区间——的实际计算予以说明。但对全部 9 个区间将以摘要表示。

2. 计算假定为层状流时的冷凝系数 h_c　因为每一区间的冷凝量相等，所以每一区间的 h_c 将相同。于是，$W_{c,av} = 126/9 = 14\text{lb/(h)(ft)}$。因此，

$$h_c = 0.767k\left(\frac{\rho_L^2 gL}{n\mu W_{c,av}}\right)^{1/3}$$

$$= 0.767 \times 0.08\left(\frac{50^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 1.0}{1 \times 0.25 \times 14}\right)^{1/3}$$

$$=410.1\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[2330\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

3. 估计冷凝负荷对 h_c 的影响 上述 h_c 的方程假定管道底部一定的冷凝液量。此值应进行估算，这可通过将 $W/(n\rho D_i^{2.56})$ 的数值与表 7.3 所列的数值进行比较予以确定，W 为管末端的冷凝液流量，单位为 lb/h，ρ 为密度，单位为 lb/ft^3，D_i 为内径，单位为 ft。

现有，$W/(n\rho D_i^{2.56}) = 126/[1\times 50\times(0.62/12)^{2.56}] = 4916$。由表 7.3 得 $h/h_c = 0.92$，所以 $h = 0.92\times 410.1 = 377.3\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[2144\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$。

表 7.3 冷凝负荷对冷凝系数的影响

$W/(n\rho D_i^{2.56})$	h/h_c	$W/(n\rho D_i^{2.56})$	h/h_c
0	1.30	7000	0.85
50	1.25	9000	0.80
200	1.20	10000	0.75
500	1.15	12000	0.70
750	1.10	17000	0.60
1500	1.05	20000	0.50
2650	1.00	25000	0.40
4000	0.95	30000	0.25
6000	0.90	35000	0.00

4. 计算假定为环形流时的冷凝系数 h_a 如前面所指出的，此系数必须对沿管长的每一区间分别计算。这里计算 9 个区间中的 3 个：

第一区间

a. 确定平均液相和气相流率。总气相输入 126lb/h 中，有 14lb/h 在本区间内冷凝。因此，$W_{L1} = (0+14)/2 = 7\text{lb/h}$ 液体和 $W_{v1} = 126-7 = 119\text{lb/h}$ 蒸气。

b. 计算 G_E 和 D_iG_E/μ●。于是，

$$G_L = \frac{W_{L1}}{a} = \frac{7}{(0.62/12)^2(\pi/4)} = 3338.8\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$$

$$G_v = \frac{W_{v1}}{a} = \frac{119}{(0.62/12)^2(\pi/4)} = 56759.2$$

$$G_E = G_L + G_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2} = 3338.8 + 56759.2\times(50/1.0)^{1/2}$$

$$= 3338.8 + 401348.1 = 404686.9\ \text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$$

$$\frac{D_iG_E}{\mu} = \frac{(0.62/12)404686.9}{0.25} = 83635.3$$

c. 确定 Re_v 和 Re_L。于是，

$$Re_v = \frac{D_iG_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2}}{\mu} = \frac{(0.62/12)401348.1}{0.25}$$

$$= 82945.3$$

$$Re_L = \frac{D_iG_L}{\mu} = \frac{(0.62/12)3338.8}{0.25}$$

$$= 690.0$$

● 原文误排为 $D_iG_{E/\mu}$，译者注。

d. 计算 h_a 因为 $Re_v > 20000$，但 $Re_L < 5000$，

$h_a = 5.03(k/D_i)(c\mu/k)^{1/3}(D_iG_E/\mu)^{1/3}$。现在，$(c\mu/k)^{1/3} = (0.55 \times 0.25/0.08)^{1/3} = 1.1979$，所以

$$h_a = 5.03 \times \frac{0.08}{0.62/12} \times 1.1979 \times 83635.3^{1/3}$$

$$= 408.0 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[2318W/(m}^2\text{)(K)]}$$

中间(第五)区间

a. 确定平均液相和气相流率 因为上游四个区间每个冷凝 14lb/h，$W_{L5} = 14(4+5)/2 = 63$ lb/h，和 $W_{v5} = 126 - 63 = 63$ lb/h。

b. 计算 G_E 和 D_iG_E/μ。现在，$G_L = G_v = W_{L5}/a = 63/[(0.62/12)^2(\pi/4)] = 30049.0$lb/(h)(ft^2)；

$G_E = G_L + G_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2} = 30049.0 + 30049.0(50/1.0)^{1/2} = 30049.0 + 212478.4 = 242527.4$ lb/(h)(ft^2)和 $D_iG_E/\mu = (0.62/12)242527.4/0.25 = 50122.3$。

c. 确定 Re_v 和 Re_L。现在，

$$Re_v = \frac{D_iG_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2}}{\mu} = \frac{(0.62/12)212478.4}{0.25}$$

$$= 43912.2$$

$$Re_L = \frac{D_iG_L}{\mu} = \frac{(0.62/12)30049.0}{0.25}$$

$$= 6210.1$$

d. 计算 h_a。因为 $Re_v > 20000$ 和 $Re_L > 5000$，

$$h_a = 0.0265(k/D_i)(c\mu/k)^{1/3}(D_iG_E/\mu)^{0.8}$$

$$= 0.0265[0.08/(0.62/12)]1.1979(50122.3)^{0.8}$$

$$= 282.8 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[1607W/(m}^2\text{)(K)]}$$

最后区间

a. 确定平均液相和气相流率。现在，$W_{L9} = 14(8+9)/2 = 119$lb/h 和 $W_{v9} = 126 - 119 = 7$lb/h。

b. 计算 G_E 和 D_iG_E/μ。现在，$G_L = 119/[(0.62/12)^2(\pi/4)] = 56759.2$lb/(h)(ft^2)；$G_v = 7/[(0.62/12)^2(\pi/4)] = 3338.8$lb/(h)(ft^2)；$G_E = G_L + G_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2} = 56759.2 + 3338.8(50/1.0)^{1/2} = 56759.2 + 23608.7 = 80367.9$ lb/(h)(ft^2)；和 $D_iG_E/\mu = (0.62/12)80367.9/0.25 = 16609.4$。

c. 确定 Re_v 和 Re_L。于是，$Re_L = D_iG_L/\mu = (0.62/12)56759.2/0.25 = 11730.2$；$Re_v = D_iG_v(\rho_L/\rho_v)^{1/2}/\mu = (0.62/12)23608.7/0.25 = 4879.1$。

d. 计算 h_a。因为 $Re_v < 20000$ 和 $Re_L > 5000$，

$$h_a = 5.03(k/D_i)(c\mu/k)^{1/3}(D_iG_E/\mu)^{1/3}$$

$$= 5.03[0.08/(0.62/12)]1.1979(16609.4)^{1/3}$$

$$= 238.0 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[1353W/(m}^2\text{)(K)]}$$

5. 比较传热系数 有效传热系数 h_L 是 h_a 和 h_c 中较大的数值，如下表所示

区　间	h_c	h_a	h_L
1	377.3	408.0	408.0
2	377.3	392.7	392.7
3	377.3	378.7	378.7
4	377.3	362.2	377.3
5	377.3	282.8	377.3
6	377.3	244.3	377.3
7	377.3	204.3	377.3
8	377.3	272.8	377.3
9	377.3	238.0	377.3

注：h_L 的平均值为 382.6 Btu/(h)(ft²)(℉)[2174W/(m²)(K)]。

相关计算 不互溶液体的混合蒸气的冷凝可用例 7.25 所述相同的方法处理。

当冷凝液需要适当过冷时尚无满意的计算传热系数的方法。一种保守的方法是假定冷凝液充满整个管道计算表观质量速度并利用前述单相管内传热的方程。对高冷凝负荷，此法较少保守性。

7.27 水平管外的冷凝

对下述条件，计算在直径为 25in(0.635m)设有 9 个长度均为 12in(0.305 m)的挡板间隔的管束外，以速率 54000lb/h(24493.9kg/h)冷凝时的传热系数。该管束有 532 根外径为 0.75in (0.019m)的管子。管子按三角形排列，中心对中心的管间距为 0.9375in (0.02381m)。假定每个挡板间隔中的冷凝量相等。

物理性质

ρ_L = 液体密度 = 87.5lb/ft³(1401.6kg/m³)

ρ_v = 蒸气密度 = 1.03lb/ft³(16.5kg/m³)

μ = 液体粘度 = 0.7lb/(ft)(h)(0.29cP)

c = 液体比热容 = 0.22Btu/(lb)(℉)[0.92kJ/(kg)(K)]

k = 液体热导率 = 0.05Btu/(h)(ft)(℉)[0.086W/(m)(K)]

【计算步骤】

1. 选择采用的计算方法 水平管束外的冷凝可假定二种机理进行预测。第一种假定层流冷凝液流动。第二种假定蒸气剪切控制传热。下列方程可用于预测水平管束冷凝的传热系数：对层流膜冷凝，

$$h_c = ak\left(\frac{\rho_L^2 gnL}{\mu W}\right)^{1/3}\left(\frac{1}{N_r}\right)^{1/6}$$

对三角形排列式中 $a=0.951$，对旋转方形排列 $a=0.904$，或对正方形排列 $a=0.856$。

对蒸气剪切控制冷凝，

$$\frac{h_s D_o}{k} = b\left(\frac{D_o \rho_L v_G}{\mu}\right)^{1/2}\left(\frac{1}{N_r}\right)^{1/6}$$

对三角形排列式中 $b=0.42$，对正方形排列 $b=0.39$，或对旋转方形排列 $b=0.43$。在上述方程中，h_c 为层流膜传热系数，h_s 为蒸气剪切控制传热系数，k 为液体热导率，ρ_L 为液

体密度，g 为重力常数，μ 为液体粘度，D_o 为管外径，L 为管长，W 为冷凝液流率，n 为管数，v_G 为最大蒸气速度(定义见下)，N_r 为垂直方向管排数(定义见下)。

可明确表示为

$$N_r = \frac{mD_s}{s}$$

式中 D_s——外壳直径；

s——中心对中心管间距；

m——正方形排列为 1.0，三角形排列为 1.155，旋转方形排列为 0.707。

$$v_G = \frac{W_v}{\rho_v a_c}$$

式中 W_v——蒸气流率；

ρ_v——蒸气密度；

a_c——最小流动面积。

在此方程中，对正方形和三角形排列 $a_c = BD_s(s - D_o)/s$，或对旋转方形排列 $a_c = 1.5BD_s(s - D_o)/s$，B 为挡板间距。

采用二种机理计算传热系数，并选择较高的数值作为有效传热系数 h_L。对每一典型的挡板间隔，蒸气剪切的影响不同。应对各间隔进行冷凝器计算，以每一区间的平均蒸气速度计算蒸气剪切传热系数。

当层流传热系数和蒸气剪切传热系数几乎相等时，有效传热系数增至二者中较高者之上。下表为允许的近似增加：

h_s/h_c	h_L/h_c	h_s/h_c	h_L/h_c
0.5	1.05	1.25	1.125
0.75	1.125		
1.0	1.20	1.5	1.05

对本例题，我们计算第一区间、中间区间和最后区间的传热系数。扼要说明所有区间的结果。为便于说明区间将选为一个挡板间隔。

2. 计算假定为层流膜冷凝的冷凝系数 h_c 因为每一区间的冷凝量相等，每一区间的 h_c 将是相同的。每一区间内的平均冷凝液流率将为 $W_i = W_c/9 = 54000/9 = 6000$lb/h。现有，

$$h_c = 0.951k\left(\frac{\rho_L^2 gnL^{\bullet}}{\mu W_i}\right)^{1/3}\left(\frac{1}{N_r}\right)^{1/6}$$

式中 $N_r = 1.155D_s/s = 1.155 \times 25/0.9375 = 30.8$ 所以，

$$h_c = 0.951 \times 0.05 \times \left(\frac{87.5^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 532 \times 1.0}{0.7 \times 6000}\right)^{1/3}\left(\frac{1}{30.8}\right)^{1/6}$$

$$= 198.7\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[1129\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$$

3. 计算假定为蒸气剪切控制的系数 h_s 如前面所指出的，这必须对每一区间分别计算。这里计算 9 个区间中的 3 个：

● 原文误排为 $\frac{\rho_L^2 g^n L}{\mu W_i}$，译者注。

第一区间

a. 计算平均蒸气速度。现在，$W_{v1} = (54000 + 54000 - 6000)/2 = 51000$ lb/h。和，

$$a_c = \frac{BD_s(s - D_o)}{s}$$

$$= \frac{(12/12)(25/12)(0.9375 - 0.75)}{0.9375}$$

$$= 0.4167 \text{ ft}^2(0.0387\text{m}^2)$$

因此，

$$v_G = \frac{W_{v1}}{\rho a_c} = \frac{51000}{1.03 \times 0.4167} = 118825.4 \text{ ft/h}$$

b. 计算 h_s。现在，

$$h_s = 0.42\left(\frac{k}{D_o}\right)\left(\frac{D_o\rho_L v_G}{\mu}\right)^{1/2}\left(\frac{1}{N_r}\right)^{1/6}$$

$$= 0.42\frac{0.05}{0.75/12}\left[\frac{(0.75/12) \times 87.5 \times 118825.4}{0.7}\right]^{1/2}\left(\frac{1}{30.8}\right)^{1/6}$$

$$= 182.9 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[1039W/(m}^2\text{)(K)]}$$

c. 计算 h_L。现在，$h_s/h_c = 182.9/198.7 = 0.921$。由前面的表格，$h_L/h_c = 1.18$。所以，$h_L = 1.18 \times 198.7 = 234.5$ Btu/(h)(ft²)(°F)[1332W/(m²)(K)]。

中间(第五)区间

a. 计算平均蒸气速度。于是，$W_{v5} = 54000 - 4(6000) - 0.5(6000) = 27000$lb/h。

b. 计算 h_s。参考第一区间的计算。那么，$h_s = 182.9(27000/51000)^{1/2} = 133.1$ Btu/(h)(ft²)(°F)。

c. 计算 h_L。于是，$h_s/h_c = 133.1/198.7 = 0.67$。由前面的表格，$h_L/h_c = 1.105$。所以，$h_L = 1.105 \times 198.7 = 219.6$ Btu/(h)(ft²)(°F)[1248W/(m²)(K)]。

最后区间

a. 计算平均蒸气速度。于是，$W_{v9} = 54000 - 8 \times 6000 - 0.5 \times 6000 = 3000$lb/h。

b. 计算 h_s。参考第一区间的计算。那么，$h_s = 182.9(3000/51000)^{1/2} = 44.41$ Btu/(h)(ft²)(°F)。

c. 计算 h_L。现在，$h_s/h_c = 44.4/198.7 = 0.223$。对此低值，假定 $h_L = h_c = 198.7$ Btu/(h)(ft²)(°F)[1129W/(m²)(K)]。

4. 结果摘要 下表扼要表示所有 9 个区间的计算结果：

区　间	h_c	h_s	h_L
1	198.7	182.7	234.5
2	198.7	171.8	231.5
3	198.7	159.9	227.5
4	198.7	147.1	223.5

区间	h_c	h_s	h_L
5	198.7	133.1	219.6
6	198.7	117.4	213.6
7	198.7	99.2	198.7
8	198.7	76.8	198.7
9	198.7	44.4	198.7

h_L 的平均值为 216.3 Btu/(h)(ft²)(℉)[1229W/(m²)(K)]。

相关计算 对大多数情况，蒸气剪切冷凝是不重要的，冷凝传热系数可简单地作为层流膜系数计算。

重要的是水平壳程冷凝器的壳程设计应避免设计者选择的挡板或喷嘴类型引起过量的冷凝液积存。

对略微倾斜的管束，应采用如下校正：

$$h_t = h_c(\cos\alpha)^{1/3} \qquad \text{对 } L/D_o > 1.8\tan\alpha$$

式中 h_t——倾斜管传热系数；

h_c——水平管传热系数；

α——与水平面的倾角，(°)；

L——管长；

D_o——管外径。

不互溶液体的混合蒸气的冷凝可用与例 7.25 所述相同的方法处理。

在水平管束上冷凝时，冷凝液的过冷可通过二种方式实现。第一种方法要求在壳程保持冷凝液水平面；然后，传热可采用适当的单相关联式计算。第二种方法要求蒸气按垂直向下的方向一次通过管束。过冷传热可采用降膜关联式计算。

对低翅片管，层流冷凝系数可对用前述层流膜冷凝方程计算的值用适当的校正因子 F 进行计算。于是因子 F 定义为：

$$F = (\eta \frac{A_t}{A_i} \frac{D_i}{D_r})^{1/4}$$

式中 η——加权翅片效率；

A_t——总外表面积；

A_i——内外表面积；

D_i——管内径；

D_r——翅根直径。

7.28 存在不凝性气体时的冷凝

蒸气和不凝性气体的混合物以 25000lb/h(11339.8kg/h)的流率流过由 150 根内径为 0.62in (0.016m)、外径为 0.75in(0.019m)的管子组成的垂直管束。混合物进口温度为 212℉(373K)，并被冷却到 140℉(333K)。随着冷却进行，15000 lb/h(6803.9kg/h)混合物被冷凝。冷凝可假定为直线冷凝。如果外部传热系数为 300Btu/(h)(ft²)(℉)[1700 W/(m²)(K)]，面外部温度恒定为 104℉(313K)，计算所需的管长。假定污垢传热系数为 1000Btu/(h)(ft²)(℉)

[5680W/(m²)(K)]。管壁热导率为 10 Btu/(h)(ft)(℉)[17.28W/(m)(K)]。系统的物理性质如下：

蒸气比热容 = 0.35Btu/(lb)(℉)[1.47kJ/(kg)(K)]

液体比热容 = 0.7Btu/(lb)(℉)[2.93kJ/(kg)(K)]

蒸气粘度 = 0.048lb/(ft)(h)(0.020cP)

液体粘度 = 0.24lb/(ft)(h)(0.10cP)

蒸气热导率 = 0.021Btu/(h)(ft)(℉)[0.036W/(m)(K)]

液体热导率 = 0.075Btu/(h)(ft)(℉)[0.13W/(m)(K)]

汽化热 = 200 Btu/lb(465 kJ/kg)

液体密度 = 30lb/ft³(481kg/m³)

蒸气密度 = 0.9lb/ft³(14.4kg/m³)

【计算步骤】

1. 选择采用的计算方法 当显热和潜热均被传递时，预测传热的传热系数可用下式计算

$$h_{c,g} = \frac{1}{\frac{Q_g}{Q_T}\frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_c}}$$

式中 $h_{c,g}$——综合冷却－冷凝传热系数；

h_g——仅有气体冷却的传热系数；

h_c——冷凝传热系数；

Q_g——仅有气体冷却的传热速率；

Q_T——总传热速率(包括气体和冷凝液冷却的显热和冷凝潜热)。

2. 计算显热和潜热负荷 因为发生直线冷凝，所以平均冷凝温度可取为算术平均温度(176℉；353K)。热负荷在如下假定条件下进行计算：全部气体和蒸气被冷却到平均冷凝温度，然后在此温度下发生全部冷凝，再将未冷凝的混合物和冷凝液进一步冷却到出口温度。

进口蒸气冷却

$$Q_i = 25000 \times 0.35 \times (212 - 176) = 315000\text{Btu/h}$$

冷凝潜热

$$Q_c = 15000 \times 200 = 3000000\text{Btu/h}$$

出口蒸气冷却

$$Q_o = 10000 \times 0.35 \times (176 - 140) = 126000\text{Btu/h}$$

冷凝液冷却

$$Q_s = 15000 \times 0.70 \times (176 - 140) = 378000\text{Btu/h}$$

因此，总热负荷 Q_T 等于 $Q_i + Q_c + Q_o + Q_s = 3819000\text{Btu/h}$。$Q_g = Q_i + Q_o = 441000\text{Btu/h}$，所以 $Q_T/Q_g = 3819000/441000 = 8.66$。

3. 计算气体冷却传热系数 利用方程 $h = 0.023cG/[(c\mu/k)^{2/3}(DG/\mu)^{0.2}]$。质量速率以平均蒸气速率为基础，即(25000 + 10000)/2 = 17500lb/h，那么，$G = 17500/[150(0.62/12)^2(\pi/4)] = 55646.3$ lb/(h)(ft²)

$$h_g = \frac{0.023 \times 0.35 \times 55646.3}{(0.35 \times 0.048/0.021)^{2/3}[(0.62/12)55646.3/0.048]^{0.2}}$$
$$= 57.58\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[327W/(m}^2\text{)(K)]}$$

4. 计算冷凝系数 见例 7.25。现在，$4\Gamma/\mu = 4\ \frac{15000}{150\pi(0.62/12)} \div 0.24 = 10268$，和 $c\mu/k = 0.7 \times 0.24/0.075 = 2.24$。由图 7.17，对上面计算的参数，$h_c[\mu^2/(\rho^2 gk^3)]^{1/3} = 0.28$。因此，

$$h_c = 0.28(30^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.075^3/0.24^2)^{1/3}$$
$$= 392.5\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[2229W/(m}^2\text{)(K)]}$$

5. 计算 $h_{c,g}$ 现在，

$$h_{c,g} = 1/[(Q_g/Q_T)(1/h_g) + (1/h_c)]$$
$$= 1/[(1/8.66)(1/57.58) + (1/392.5)]$$
$$= 219.6\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[1247W/(m}^2\text{)(K)]}$$

6. 计算总传热系数 利用方程

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_{c,g}(d_i/d_o)}$$

式中 U——总传热系数；

h_o——外侧传热系数；

h_s——污垢传热系数；

h_w——通过管壁的传热系数(管壁热导率除以壁厚)；

$h_{c,g}$——内侧传热系数；

d_i——管内径；

d_o——管外径。

那么

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{300} + \frac{1}{1000} + \frac{1}{10/[(0.75 - 0.62)/(12 \times 2)]} + \frac{1}{219.6(0.62/0.75)}$$
$$= 96.3\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[547W/(m}^2\text{)(K)]}$$

7. 计算对数平均温度 见例 7.23 并利用逆流方程。于是，

$$\Delta T_{LM} = \frac{(212 - 104) - (140 - 104)}{\ln[(212 - 104)/(140 - 104)]}$$
$$= 65.5°\text{F}(36.4\text{K})$$

8. 计算需要的传热面积 方程为

$$A = \frac{Q_T}{U\Delta T_{LM}} = \frac{381900}{96.3 \times 65.5}$$
$$= 605.4\text{ft}^2(56.24\text{m}^2)$$

9. 计算所需管长 因为 $A = n\pi D_o L$，$L = 605.4/[150\pi(0.75/12)] = 20.67\text{ft}(6.27\text{m})$。

相关计算 对未表现出直线冷凝特征的冷凝器，可将问题处理成一系列近似为直线区间的冷凝区再采用本法。各冷凝区的蒸气和冷凝液流率、热负荷、总传热系数和对数平均温差均不同。总答案通过对所有区间进行加和求得。通常不必取很多冷凝区。在大多数情况中，

采用少于10个冷凝区造成的精度损失也不严重。

对水平壳程冷凝器，冷凝液将流到外壳的底部，蒸气和液体不会如前述方法那样共存。必须考虑这种现象对传热系数的影响。对有不凝性气体存在的壳程冷凝器，推荐采用稍微超过安全标准的设计；或许应提供过量20%的传热面积。

7.29 有上流蒸气冷凝器的最大蒸气速度

对例7.28的蒸气条件计算避免液泛的最大速度。在上流冷凝器中，当蒸气速度过高以至冷凝液无法排出时将发生液泛。当液泛发生时，将存在不稳定状态。

【计算步骤】

1. 选择适当的方程 下述方程可用于确定垂直上流蒸气冷凝器的液泛条件：

$$v_v^{1/2}\rho_v^{1/4} + v_L^{1/2}\rho_L^{1/4} \leqslant 0.6[gD_i(\rho_L - \rho_v)]^{1/4}$$

式中 v_v● ——假定管内仅有蒸气流动的蒸气速度；

v_L——假定管内仅有冷凝液流动的冷凝液速度；

ρ_v——蒸气密度；

ρ_L——液体密度；

D_i——管内径；

g——重力加速度。

2. 计算最大允许蒸气质量流率 G_v 现在，$v_L = G_L/\rho_L$ 和 $v_v = G_v/\rho_v$，式中 G 为质量流率，而下标 L 和 v 表示液相和汽相。对所讨论的问题，$G_L = (15000/25000)G_v = 0.6G_v$；因此，$v_L = 0.6\ G_v/\rho_L$。然后代入步骤1的表达式，$(G_v/\rho_v)^{1/2}\rho_v^{1/4} + (0.6G_v/\rho_L)^{1/2}\rho_L^{1/4} = 0.6[gD_i(\rho_L - \rho_v)]^{1/4}$，或 $G_v^{1/2}/\rho_v^{1/4} + 0.6^{1/2}G_v^{1/2}/\rho_L^{1/4} = 0.6[gD_i(\rho_L - \rho_v)]^{1/4}$。那么，$G_v^{1/2}/0.9^{1/4} + 0.6^{1/2}G_v^{1/2}/30^{1/4} = 0.6[32.2(0.62/12)(30 - 0.98)]^{1/4}$，和 $G_v = 1.3589\text{lb}(\text{ft}^2)(\text{s})$。

3. 计算最大允许速度 现在，$G_v = \rho_v v_v$，所以 $v_v = G_v/\rho_v = 1.3589/0.9 = 1.51\text{ft/s}$ (0.46m/s)。

相关计算 上面计算的速度是冷凝器液泛的阈值。液泛会导致不稳定操作。在设计上流式冷凝器时通常取0.85的安全因子。在管子底部切割一角度可增大液泛发生的最大速度。可获得的改善如下所列：

切口角度(由水平面测量)/(°)	最大液泛速度增加量/%
30	5
60	25
75	55

7.30 泡核沸腾传热

一直径为1in(0.025m)、长度为12ft(3.66m)的钢管用于使1atm(101.35kPa)的水沸腾而被冷却。如果产生300lb/h(136.1kg/h)蒸汽，计算泡核沸腾传热系数。

物理性质如下：

● 原文误排为 v_L，译者注。

c = 液体比热容 = 1.0Btu/(lb)(℉)[4.2kJ/(kg)(K)]

ρ_L = 液体密度 = 60lb/ft^3(961.1kg/m^3)

ρ_v = 蒸气密度 = 0.0372lb/ft^3(0.596kg/m^3)

k = 液体热导率 = 0.396Btu/(h)(ft)(℉)[0.684W/(m)(K)]

μ = 液体粘度 = 0.72lb/(ft)(h)(0.298cP)

σ = 表面张力 = 0.0034lb/ft(50dyn/cm)

(注意：1atm = 2116.8lb/ft^2)

【计算步骤】

1. 选择适当的方程　泡核沸腾传热系数可用下式计算

$$\frac{h}{cG} = \frac{\phi}{(c\mu/k)^{0.6}(DG/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}}$$

式中　G——$W\rho_L/(A\rho_v)$；

h——传热系数；

G——质量速度；

P——绝对压力；

A——传热面积(不是流动横截面积)；

D——直径；

W——蒸汽流率；

ϕ——取决于表面状态的常数(可维持沸腾的成核中心数)，例如，对钢和铜为 0.001，对不锈钢为 0.0006，对抛光表面为 0.0004。

2. 计算 G　$G = W\rho_L/(A\rho_v) = 300 \times 60/[(1/12)\pi \times 12 \times 0.0372] = 154020.9$

3. 计算 h　对钢管，

$$h = \frac{0.001cG}{(c\mu/k)^{0.6}(DG/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}}$$

$$= \frac{0.001 \times 1.0 \times 154020.9}{(\frac{1.0 \times 0.72}{0.395})^{0.6}[\frac{(1/12)154020.9}{0.72}]^{0.3}(\frac{60 \times 0.0034}{2116.8^2})^{0.425}}$$

$$= 7517.2\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)[42698W/(m}^2\text{)(K)]}$$

相关计算　泡核沸腾的机理尚未清楚确定，但已有几个表达式可用于获得合理的传热系数数值。即使根据大量相同的数据，这些表达式也不能产生完全相同的数值结果。于是，对泡核沸腾传热没有突出的或独一无二的方程。通常或者是方便，或者是熟悉程度决定使用者的选择。

表面状态对沸腾传热具有重大的影响。前面提出的 ϕ 的数值已由数据标绘获得。因为在这些实验中易变的表面状态，不可能要求这些数值具有非常高的精度。

存在上述方程适用的上限和下限。因为当表面和液体间温差小时自然对流占主导地位而导致下限。因为在高温差时发生成为膜状沸腾的转变而导致上限。在膜状沸腾时，传热表面上覆盖了一层蒸汽，且没有液体到达表面。热量传递作为通过蒸汽膜的传导和辐射的结果而发生。膜状沸腾的传热系数比核状沸腾小得多。沸腾传热的更详尽讨论参阅参考文献[5]和[6]。

7.31 达到泡核沸腾的最小温差

对例 7.30 条件下 1in(0.025m)管子上的水沸腾，确定发生泡核沸腾所需的管表面和液体主体间的最小温差。水的膨胀系数为 0.0004/°F，汽化热为 970Btu/lb (2256 kJ/kg)。

【计算步骤】

1. 考虑泡核沸腾所需的判据 当热表面和液体主体间的温差高于判据值时将发生泡核沸腾。在温差低于此数值时，热量传递将作为自然对流的结果发生。对钢管，可用下式计算泡核沸腾传热系数：

$$\frac{h}{cG} = \frac{0.001}{(c\mu/k)^{0.6}(DG/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}}$$

式中各符号的意义与例 7.30 中相同。

自然对流的传热系数可用下列方程计算

$$\frac{h}{cG} = \frac{0.53}{(c\mu/k)^{3/4}(DG/\mu)^{1/2}} \text{ 和 } G = (g\beta\rho_L^2 D\Delta T)^{1/2}$$

式中 g 为重力加速度($4.18\times10^8 ft/h^2$)，β 是水的膨胀系数(详细讨论见例 7.17)。

泡核沸腾传热方程可重排变成表面和液体间的温差 ΔT 的函数。当泡核沸腾和自然对流的传热系数相等时将出现实现泡核沸腾所需的最小温差。这将允许求解温差 ΔT。

2. 求得作为 ΔT 函数的泡核沸腾传热系数方程 热负荷 $Q = hA\Delta T = W\lambda$，式中 λ 为汽化热。因此，$W = hA\Delta T/\lambda$。现有，$G = W\rho_L/(A\rho_v) = hA\Delta T\rho_L/(A\rho_v\lambda) = h\Delta T\rho_L/(\rho_v\lambda)$。

进而有，

$$h = \frac{0.001cG}{(c\mu/k)^{0.6}(DG/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}}$$

$$= \frac{0.001cG^{0.7}}{(c\mu/k)^{0.6}(D/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}}$$

由上文，$G^{0.7} = [h\Delta T\rho_L/(\rho_v\lambda)]^{0.7}$。因此，$h = 0.001c[h\Delta T\rho_L/(\rho_v\lambda)]^{0.7}/[(c\mu/k)^{0.6}(D/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}]$，或 $h^{0.3} = 0.001c[\rho_L/(\rho_v\lambda)]^{0.7}(\Delta T)^{0.7}/(c\mu/k)^{0.6}(D/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}]$，或 $h = \{0.001c[\rho_L/(\rho_v\lambda)]^{0.7}/[(c\mu/k)^{0.6}(D/\mu)^{0.3}(\rho_L\sigma/P^2)^{0.425}]\}^{1/0.3}\Delta T^{0.7/0.3}$。于是

$$h = \left\{\frac{0.001\times1.0[60/0.0372(970)]^{0.7}}{[\frac{1.0(0.72)}{0.395}]^{0.6}[\frac{1/12}{0.72}]^{0.3}[\frac{60(0.0034)}{2116.8^2}]^{0.425}}\right\}^{1/0.3}\Delta T^{7/3}$$

$$= 21.43\Delta T^{7/3}$$

式中 h 的单位 Btu/(h)(ft²)(°F)，温差单位为°F。

3. 求得作为 ΔT 函数的自然对流传热方程 由步骤 1，$h = 0.53cG/[(c\mu/k)^{3/4}(DG/\mu)^{1/2}]$，和 $G = (g\beta\rho_L^2 D\Delta T)^{1/2}$。经代数运算，$h = 0.53cG^{1/2}/[(c\mu/k)^{3/4}(D/\mu)^{1/2}]$，并代入 G，

$$h = 0.53c[(g\beta\rho_L^2 D\Delta T)^{1/2}]^{1/2}/[(c\mu/k)^{3/4}(D/\mu)^{1/2}]$$

$$= 0.53(g\beta\rho_L^2 D)^{1/4}\Delta T^{1/4}/[(c\mu/k)^{3/4}(D/\mu)^{1/2}]$$

于是

$$h = \frac{0.53(1.0)[(4.18\times10^8)(0.0004)(60)^2(1/12)]^{1/4}}{[1.0(0.72)/0.395]^{3/4}[(1/12)/0.72]^{1/2}}\Delta T^{1/4}$$

$$= 83.57\Delta T^{1/4}$$

式中 h 的单位为 Btu/(h)(ft²)(℉)，温差单位为℉。

4. 计算泡核沸腾所需的最小温差 发生泡核沸腾最小温差可通过令自然对流和泡核沸腾的传热系数相等并求解此时的温差来计算。于是，$h = 21.43\Delta T^{7/3} = 83.57\Delta T^{1/4}$。因此，$\Delta T^{(7/3-1/4)} = \Delta T^{25/12} = 83.57/21.43$，或 $\Delta T = 1.92$℉(1.07K)。于是在泡核沸腾将发生时管表面和水之间的最小温差为 1.92℉。

相关计算 发生泡核沸腾需要的最小温差也可通过标绘泡核沸腾和自然对流的传热系数方程来确定。这二条曲线的交点代表需要的最小温差 ΔT。

对使用者选用的任何泡核沸腾传热系数关联式都可用这里介绍的方法获取泡核沸腾需要的最小温差。

常用于水平池沸腾的低翅片管降低了达到泡核沸腾需要的最小温差。此外，在一定温差下低翅片管的沸腾系数也高于裸管。

市场上可获得能在极低温差下实现泡核沸腾传热的特殊沸腾表面。这些表面还能达到比传统管子高得多的传热系数；参阅 Gottzmann，O'neill and Minton 的论文[32]。

7.32 釜式再沸器的最大热通量

外壳直径为 30in(0.76m)的釜式再沸器装有一直径为 15in(0.38m)的管束。该管束由 80 根直径为 1in(0.025m)、长度为 12ft(3.66m)的管子组成。确定对物理性质如下的流体的最大热通量：汽化热为 895Btu/lb(2082kJ/kg)，表面张力为 0.00308lb/ft(0.045N/m)，液体密度为 56.5lb/ft³(905kg/m³)，蒸气密度为 0.2lb/ft³(3.204kg/m³)。

【计算步骤】

1. 确定最大表观蒸气速度 避免膜状沸腾的最大表观蒸气速度可用下式计算

$$v_c = \frac{3(\rho_L - \rho_v)^{1/4}\sigma^{1/4}}{\rho_v^{1/2}}$$

式中 v_c——表观蒸气速度，ft/s；

ρ_L——液体密度，lb/ft³；

ρ_v——蒸气密度，lb/ft³；

σ——表面张力，lb/ft。

对本问题，

$$v_c = \frac{3(56.5 - 0.2)^{1/4}0.00308^{1/4}}{0.2^{1/2}}$$

$$= 4.33\text{ft/s}(1.329\text{m/s})$$

2. 确定最大加热速率 表观蒸气速度以管束的投影面积为基准

$$a = D_b L$$

式中 a——管束投影面积；

D_b——管束直径；

L——管束长度。

在本案例中，$a = (15/12)12 = 15\text{ft}^2(1.39\text{m}^2)$。

最大传递热量由下式确定

$$Q = 3600 a v_c \rho_v \lambda$$

式中 Q——传递热量，Btu/h；

a——管束投影面积，ft^2；

v_c——表观蒸气速度，ft/s；

ρ_v——蒸气密度，lb/ft^3；

λ——汽化潜热，Btu/lb。

在本案例中，$Q = 3600 \times 15 \times 4.33 \times 0.2 \times 895 = 41854000$Btu/h(12266kW)。

3. 计算最大热通量 最大热通量 $= Q/A$，式中 Q 为最大传递热量，A 为所有 n 根管子的总传热表面积。在本案例中，$A = n\pi DL = 80\pi(1/12)12 = 251ft^2(23.35m^2)$，所以最大热通量 $= 41854000/251 = 166750$Btu/(h)(ft^2)($525600W/m^2$)。

相关计算 前述最大表观速度方程仅适用于外壳直径比管束直径大 1.3～2.0 倍的釜式再沸器(对小直径管束，要求的比值大于大管束)。此比值通常足以使液体发生足够的循环以获得这里提出的方程预测的表观速度。对具有不允许液体适当循环的几何特征的单管或管束，用上述方程计算的表观蒸气速度应乘以 0.3。

对垂直管，表观速度(根据总传热表面积)可由上述方程的计算值乘以 0.22 获得。这假定有足够的液体循环通过表面以满足质量衡算。对热虹吸再沸器，必须进行详细分析以确定循环速率、沸腾压力、显热传递区、沸腾传热区和平均温差。如果液体循环速率不够，全部液体都将汽化，并将发生蒸气过热，导致传热速率降低。

由 Fair[23]提出的热虹吸再沸器设计方法已获得广泛应用。工业上可获得的比表面积允许比此处提出的方程计算的表观蒸气速度高得多；见 Gottzmann，O'neill 和 Minton 的论文[32]。

7.33 用裸管的套管换热器

68°F(293K)的空气以流量 500lb/h(226.8kg/h)进入套管换热器的环隙，如果蒸汽于 320°F(433K)下在管内冷凝，计算空气的出口温度。套管换热器外壳直径为 3.068in(0.0779m)。钢管外径为 1.9in(0.048m)，内径为 1.61in(0.0409m)，面热导率为 25Btu/(h)(ft)(°F)[43W/(m)(K)]。管长为 20ft(6.1m)。空气粘度为 0.0426lb/(ft)(h)，比热为 0.24Btu/(lb)(°F)[1.01kJ/(kg)(K)]。污垢系数为 1000Btu/(h)(ft^2)(°F)[$5680W/(m^2)$(K)]。

蒸汽冷凝液的物理性质是：

μ = 液体粘度 = 0.5lb/(ft)(h)(0.207cP)

ρ = 液体密度 = $55.5lb/ft^3$($889kg/m^3$)

λ = 汽化热 = 895Btu/lb(2081770J/kg)

k = 液体热导率 = 0.395Btu/(h)(ft)(°F)[0.683W/(m)(K)]

【计算步骤】

1. 计算冷凝系数 h_i 蒸汽冷凝系数将比空气测的传热系数大得多；这允许我们通过假定最大蒸汽冷凝液负荷来近似冷凝系数。如果空气被加热到蒸汽温度，传递的热量将为最大。于是，$Q_{max} = W_{air} c(T_{steam} - t_{air})$，式中 W 是质量流量，c 是比热容。或 $Q_{max} = 500 \times 0.24 \times (320 - 68) = 30240$Btu/h。那么，最大冷凝液流量 $W_{c,max} = Q_{max}/\lambda = 30240/895 = 33.8$lb/h。

现在，参考例 7.26，$W_c/(n\rho D_i^{2.56}) = 33.8/[1 \times 55.5 \times (1.61/12)^{2.56}] = 104$。这是个较小的数值，所以可假定为层流。那么，

$$h_c = 0.767k\left(\frac{\rho^2 gL}{n\mu W}\right)^{1/3}$$

$$= 0.767 \times 0.39 \times \left(\frac{55.5^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 20}{1 \times 0.5 \times 33.8}\right)^{1/3}$$

$$= 3486 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}$$

现在，如例 7.26 所指出的，对 $W_c/(n\rho D_i^{2.56})$ 为 104，$h_i = 1.2h_c$。于是，$h_i = 1.2 \times 3486 = 4183$ Btu/(h)(ft²)(°F)，和 $h_i(D_i/D_o) = 4183(1.61/1.9) = 3545$ Btu/(h)(ft²)(°F)[20136 W/(m²)(K)]。

2. 计算通过管壁的传热系数 h_w 根据定义，$h_w = 2k/(D_o - D_i) = 2 \times 25/[1.9 - 1.61)(1/12)] = 2068$ Btu/(h)(ft²)(°F)[11750 W/(m²)(K)]。

3. 计算管外侧的传热系数 h_o 因为流动的流体是空气，我们可使用简化的传热系数方程。环隙横截面积 $a_c = (\pi/4)(D_s^2 - D_o^2) = (\pi/4)(3.068^2 - 1.9^2)(1/12)^2 = 0.0316\text{ft}^2$。那么，通过环隙的质量流量 $G = W_{air}/a_c = 500/0.0316 = 15800\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$，当量直径 $D_e = 4a_c/P$，式中 $P = \pi(D_s + D_o)$。于是，经过代数简化，$D_e = D_s - D_o = 3.068/12 - 1.9/12 = 0.0973\text{ft}$ (0.0297m)。

因为雷诺数，即 $D_eG/\mu = 0.0973 \times 15800/0.0426 = 36088$，大于 8000(见例 7.18 的相关计算)，

$$h_o = 0.0144cG^{0.8}/D_e^{0.2}$$

$$= 0.0144 \times 0.24 \times 15800^{0.8}/0.0973^{0.2}$$

$$= 12.58 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[71.45W/(m}^2\text{)(K)]}$$

4. 计算总传热系数 U 现在，

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i(D_i/D_o)} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_s}$$

$$= \frac{1}{12.58} + \frac{1}{3545} + \frac{1}{2068} + \frac{1}{1000}$$

所以，$U = 12.32$ Btu/(h)(ft²)(°F)[69.97 W/(m²)(K)]。

5. 计算出口空气温度 利用图 7.14。现有，$A = \pi D_o L = \pi(1.9/12)(20) = 9.95\text{ft}^2$，所以 $UA/(wc) = 12.32 \times 9.95/(500 \times 0.24) = 1.02$。此外，$R = 0$(蒸汽侧等温)。

对上述 $UA/(wc)$ 和 R 值，由图 7.14 得 $P = 0.64$。那么，$t_2 = t_1 + P(T_s - t_1) = 68 + 0.64(320 - 68) = 229.2°\text{F}(382.8\text{K})$。

7.34 用纵向翅片管的套管换热器

在例 7.33 的条件下如果管子有 24 片高 0.5in(0.013m)、厚 0.03125in(0.794mm)的钢翅片，计算套管换热器的出口温度。

【计算步骤】

1. 计算相关翅片面积 相关面积包括流动横截面积 a_c、翅片表面积 A_f、裸管外表面积 A_o 和内表面积 A_i。现在，

$$a_c = (\pi/4)(D_s^2 - D_o^2) - nlb$$

式中 n——翅片数；

l——翅片高度；

b——翅片厚度。

于是 $a_c = 0.0316 - 24(0.5/12)(0.03125/12) = 0.029ft^2(0.0028m^2)$。

此外，A_f 为翅片二侧和顶端的传热表面，而它等于 $2nl + nb = 2 \times 24 \times (0.5/12) + 24(0.03125/12) = 2.0625ft^2/in$ 管长。A_o 为排除翅片下面积的裸管外表面积，而它等于 $\pi D_o - nb = \pi(1.9/12) - 24(0.03125/12) = 0.4349ft^2/in$ 管长。最后，$A_i = \pi D_i = \pi(1.61/12) = 0.4215ft^2/in$ 管长。

2. 计算翅片管的 D_e 利用公式 $D_c = 4a_c/P$，式中 $P = \pi(D_s + D_o) + 2nl$。现有 $P = \pi \times (3.068 + 1.9)(1/12) + 2 \times 24 \times (0.5/12) = 3.3006ft$。那么，$D_c = 4 \times 0.029/3.3006 = 0.0351ft$ (0.0107m)。

3. 计算 h_o 通过环隙的质量流量 $G = W_{air}/a_c = 500/0.029 = 17241.4lb/(h)(ft^2)$。因为雷诺数，即 $D_eG/\mu = 0.0351 \times 17241.4/0.0426 = 14206$，大于 8000，所以

$$\begin{aligned} h_o &= 0.0144cG^{0.8}/D_e^{0.2} \\ &= 0.0144 \times 0.24 \times 17241.4^{0.8}/0.0351^{0.2} \\ &= 16.55\ Btu/(h)(ft^2)(°F)[93.99W/(m^2)(K)] \end{aligned}$$

4. 计算翅片效率 因为热量必须传导通过翅片，所以翅片不像同样表面积和传热系数的裸管一样有效。翅片效率是以当翅片均匀处于翅片底部的温度时能传递的热量为标准来度量的实际传递的热量。

对矩形截面的翅片，

$$\eta = \frac{\tanh ml}{ml}$$

式中 η——翅片效率；

l——翅片高度；

m——$[2h_o/(kb)]^{1/2}$，式中 k 为翅片热导率，面 b 为翅片厚度。

对本问题，$m = \{2 \times 16.55/[25(0.03125/12)]\}^{1/2} = 22.55$，所以 $ml = 22.55(0.5/12) = 0.9395$ 和 $\eta = (\tanh 0.9395)/0.9395$。现有，$\tanh x = (e^x - e^{-x})/(e^x + e^{-x})$，所以

$$\begin{aligned} \tanh\ 0.9395 &= \frac{e^{0.9395} - e^{-0.9395}}{e^{0.9395} + e^{-0.9395}} \\ &= 0.735 \end{aligned}$$

因此，$\eta = 0.735/0.9395 = 0.782$。

5. 计算翅片管外侧传热系数 $h_{f,i}$ 将总传热系数以翅片管内表面积为基准是方便的。那么相关的外侧传热系数是

$$\begin{aligned} h_{f,i} &= (\eta A_f + A_o)(h_o/A_i) \\ &= (0.782 \times 2.0625 + 0.4349)\frac{16.55}{0.4215} \\ &= 80.40\ Btu/(h)(ft^2)(°F)[456.6W/(m^2)(K)] \end{aligned}$$

6. 计算 U_i 公式为

$$\frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_{f,i}} + \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_s}$$

于是，$1/U_i = 1/80.4 + 1/4183 + 1/2068 + 1/1000$，所以，$U_i = 70.6\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}$ [401W/(m²)(K)]。

7. 计算出口空气温度 由步骤 1，总面积 $A_i = 0.4215 \times 20 = 8.43\text{ft}^2(0.783\text{m}^2)$。那么，$U_iA_i/(wc) = 70.6 \times 8.43/(500 \times 0.24) = 4.96$。由图 7.14，对 $R = 0$，$P = 0.99$。那么，$t_2 = t_1 + P(T_s - t_1) = 68 + 0.99(320 - 68) = 317.5°\text{F}(431.8\text{K})$。

相关计算 本法也可用于横截面不是矩形的翅片。几种这些形状的翅片的效率曲线见参考文献[2~4]。

7.35 低翅片管传热

一具有如下几何尺寸的换热器必须进行改造。裸铜合金管[$k = 65\text{Btu/(h)(ft)(°F)}$或 112W/(m)(K)]价格为 $ 1/ft；低翅片铜合金管价格为 $ 1.75/ft。在下列条件下的二股工艺物流间进行热量交换。冷物流必须在下游用汽化热为 895Btu/lb(2082kJ/kg)的蒸汽进一步加热。热物流必须在下游用可接受的最高温升为 30°F(16.67K)的冷却水进一步冷却。因为管程流体在下游必须节流，所以管程压降不是障碍。如果蒸汽的估计价格为 $ 50/(lb)(h)，冷却水的估计价格为 $ 25/(min)(gal)，用低翅片管对换热器进行改造是否经济？

管程流体

状态 = 液体，显热传递

流量 = 50000lb/h(22679.5kg/h)

c = 比热容 = 1.0Btu/(lb)(°F)[4.2kJ/(kg)(K)]

μ = 粘度 = 1.21lb/(ft)(h)(0.5cP)

k = 热导率 = 0.38 Btu/(h)(ft)(°F)[0.66W/(m)(K)]

进口温度 = 320°F(433K)

假定$(\mu_w/\mu_b)^{0.14} = 1.0$

壳程流体

状态 = 液体，显热传递

流量 = 30000lb/h(13607.7kg/h)

c = 比热容 = 0.7Btu/(lb)(°F)[2.9kJ/(kg)(K)]

μ = 粘度 = 10lb/(ft)(h)(4.13cP)

k = 热导率 = 0.12 Btu/(h)(ft)(°F)[0.21W/(m)(K)]

进口温度 = 41°F(278K)

假定$(\mu_w/\mu_b)^{0.14} = 0.9$

换热器几何尺寸

D_s = 外壳直径 = 8.071in(0.205m)

n = 管数 = 36

D_o = 管外径 = 0.75in(0.019m)

D_i = 管内径 = 对裸管为 0.62in(0.016m)，而对低翅片管为 0.495in(0.0126m)

L = 管长 = 16ft(4.88m)

B = 挡板间距 = 4in(0.102m)

s = 管间距 = 0.9375in(0.02381m)，采用三角形排列

D_r = 翅片管根直径 = 0.625in(0.0159m)

$A_o/A_i = 3.84$

采用单管程、单壳程。假定总污垢系数为 1000 Btu/(h)(ft²)(℉)[5680W/(m²)(K)]

【计算步骤】

1. 计算裸管的内部膜系数 h_i 见例 7.22。这里，$G = W/a_c = 50000/[36(0.62/12)^2(\pi/4)] = 662455.5$lb/(h)(ft²)。那么，$D_iG/\mu = (0.62/12)662455.5/1.21 = 28286.7$，和

$$h_i = \frac{0.023cG}{(c\mu/k)^{2/3}(D_iG/\mu)^{0.2}}$$

$$= \frac{0.023 \times 1.0 \times 662455.5}{(1.0 \times 1.21/0.38)^{2/3}28286.7^{0.2}}$$

$$= 906.9 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)[5151W/(m}^2\text{)(K)]}$$

2. 计算低翅片管的 h_i 采用关联式 $h_{i,\text{fin}} = h_{i,\text{bare}}(D_{i,\text{bare}}/D_{i,\text{fin}})^{1.8}$。于是，$h_{i,\text{fin}} = 906.2\ (0.62/0.495)^{1.8} = 1360.1$ Btu/(h)(ft²)(℉)[7725W/(m²)(K)]。

3. 计算裸管的外部膜系数 h_o 见例 7.22。这里，$a_c = D_sB(s - D_o)/s = (8.071/12)(4/12)(0.9375 - 0.75)/0.9375 = 0.0448$ft²。那么，$G = W/a_c = 30000/0.0448 = 669062$lb/(h)(ft²)，和雷诺数 $D_oG/\mu = (0.75/12)669062/10 = 4181.6$。因此，$h = 0.273cG/[(c\mu/k)^{2/3}(D_oG/\mu)^{0.365}(\mu/\mu_w)^{0.14}]$。现在，$(c\mu/k)^{2/3} = (0.7 \times 10/0.12)^{2/3} = 15.04$，和 $h = 0.273 \times 0.7 \times 669062/(15.04 \times 4181.6^{0.365} \times 0.9) = 450.2$ Btu/(h)(ft²)(℉)。最后，$h_o = hF_1F_r$，$F_r = 1.0$，和 $F_1 = 0.8\ (B/D_s)^{1/6}$。于是，$h_o = 450.2 \times 0.8 \times (4/8.071)^{1/6} \times 1.0 = 320.4$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1819W/(m²)(K)]。

4. 计算低翅片管的 h_o 对低翅片管，壳程质量速度因翅片间的空间而减小。这种减小接近于式$(s - D_o)/(s - D_o + 0.09)$，式中每一项单位均为 in。

对本问题，上式值为$(0.9375 - 0.75)/(0.9375 - 0.75 + 0.09) = 0.676$。用于计算雷诺数的直径为翅片管的根直径。对步骤 3 的雷诺数应用直径比和速度减小，结果为本案例雷诺数 $D_rG/\mu = 4181.6(0.625/0.75)(0.676) = 2355.6$。那么，

$$h_o = \frac{0.273cG}{(c\mu/k)^{2/3}(D_rG/\mu)^{0.365}(\mu_w/\mu_b)^{0.14}}$$

$$= \frac{0.273 \times 0.7 \times 669062 \times 0.676}{15.04 \times 2355.6^{0.365} \times 0.9}$$

$$= 375.3 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)}$$

那么，如步骤 3，$h_o = 375.3 \times 0.8 \times (4/8.071)^{1/6}1.0 = 267.1$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1517W/(m²)(K)]。

5. 确定加权翅片效率 低翅片管的加权翅片效率是外侧传热系数的函数。加权翅片效率 η 可由各制造商提供的曲线确定。表 7.4 为允许采用的加权翅片效率的近似值。对本问题，加权翅片效率 η 为 0.94。

表 7.4　低翅片管的加权翅片效率

h_o	加权翅片效率 η				
	$k=10$[17.3]	$k=25$[43.3]	$k=65$[112]	$k=125$[216]	$k=225$[389]
10[56.7]	0.97	0.98	0.99	1.00	1.00
50[284]	0.94	0.97	0.98	0.99	1.00
100[567]	0.89	0.94	0.97	0.98	0.99
200[1134]	0.81	0.90	0.95	0.97	0.98
500[2840]	0.68	0.80	0.90	0.93	0.96

注：h_o是外侧膜系数，单位为 Btu/(h)(ft²)(℉)[W/(m²)(K)]；k是热导率，单位为 Btu/(h)(ft)(℉)[W/(m)(K)]。

6. 计算翅片管外侧的 $h_{f,i}$　对翅片管，将总传热系数以翅片管内表面积为基准是方便的。那么相关的外侧传热系数是 $h_{f,i}=\eta(A_o/A_i)h_o=0.94\times3.84\times267.1=964.1$ Btu/(h)(ft²)(℉)[5476.2W/(m²)(K)]。

7. 计算通过管壁的传热系数 h_w　公式为：对裸管，$h_w=2k/(D_o-D_i)$；对低翅片管，$h_w=2k/(D_r-D_i)$。对本问题，$D_o-D_i=D_r-D_i=0.13/12$，所以，$h_w=2\times65/(0.13/12)=12000$ Btu/(h)(ft²)(℉)[68160W/(m²)(K)]。

8. 计算裸管的 U_o　公式为

$$\frac{1}{U_o}=\frac{1}{h_i(D_i/D_o)}+\frac{1}{h_o}+\frac{1}{h_w}+\frac{1}{h_s}$$

于是，$1/U_o=1/[906.9(0.62/0.75)]+1/320.4+1/12000+1/1000$，所以，$U_o=180.6$Btu/(h)(ft²)(℉)[1026W/(m²)(K)]。

9. 计算低翅片管的 U_i　又有 $1/U_i=1/h_i+1/h_{f,i}+1/h_w+1/h_s$。于是，$1/U_i=1/1360.1+1/964.1+1/12000+1/1000$，所以 $U_i=350.2$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1989W/(m²)(K)]。

10. 确定裸管的出口温度　利用图 7.14。现有，$A_o=n\pi D_oL=36\pi(0.75/12)16=113.1$ft²，所以 $UA/(wc)=180.6\times113.1/(30000\times0.7)=0.973$，和 $R=wc/(WC)=30000\times0.7/(50000\times1.0)=0.420$。对这些数值，$P=0.57$。因此，$t_2=t_1+P(T_1-t_1)=41+0.57(320-41)=200.0$℉(366.5K)。

11. 确定低翅片管的出口温度　再次利用图 7.14。在本案例中，以内径为基础进行计算。所以，$A_i=n\pi D_iL=36\pi(0.495/12)16=74.6$ft²。以及 $UA/(wc)=350.2\times74.6/(30000\times0.7)=1.244$。对此值和 $R=0.42$，$P=0.65$。因此，$t_2=t_1+P(T_1-t_1)=41+0.65(320-41)=222.4$℉(378.9K)。

12. 计算采用低翅片管节约的水　管程流体必需进一步冷却；节约的水可用裸管和低翅片管回收热量之差表示：

$$Q_{节约}=wc\Delta t=30000\times0.7\times(222.4-200.0)$$
$$=470400\text{Btu/h}$$

因为冷却水可接受的温升为 30℃，所以水流量 $=Q_{节约}/(c\Delta T)=470400/(1\times30)=15680$lb/h。那么，节约的费用为(lb 水/h)[(gal/min)(lh/h)][$/(gal/min)]=15680(1/500)×25=$ 784。

13. 计算采用低翅片管节约的蒸汽　壳程流体必需进一步加热；节约的蒸汽可用裸管和低翅片管回收热量之差表示：

$$蒸汽流量 = Q_{节约}/\lambda = 470400/895 = 525.6lb/h$$

那么，节约的费用=(lb 蒸汽/h)[$/(lb/h)]=相当的节约=525.6×50=$ 26280。

14. 将能量节省与额外的管子费用进行比较 改造的附加费用为 $nL($ 1.75 - $ 1.00) = 36×16×(1.75-1.00) = $ 432。相当的能量节省为 $ 784 + $ 26280 = $ 27064。

相关计算 低翅片管是和裸管外径相同但有延伸表面的管子。因此，在管式换热器中它们可与裸管交换使用。几家制造商可供应各种几何尺寸和结构材料的低翅片管。

当管内侧传热系数比管外侧传热系数大得多时，低翅片管发现了广泛的应用。一指导方针建议当管外侧传热系数小于管内侧传热系数的 1/3 时，可考虑采用低翅片管。低翅片管在某些会造成传热面污染的场合也发现了用途，因为低翅片管比裸管更容易用水力清理法清洗。此外，低翅片管还用于低温差下的沸腾传热，因为泡核沸腾所需的最小温差会因采用低翅片管而变小。低翅片管也被用于主要为低表面张力物料的冷凝。

本案例中概述的方法也可用于采用低翅片管的设备的设计。当冷凝或沸腾发生在低翅片管外侧时也可采用同样的方法。

7.36 翅片管束传热

如果氢气以 1000lb/h(453.6kg/h)的流量和 500ft/min(152.4m/min)的管内速度流过管道冷却器，计算冷却器的出口温度。该管道冷却器包含一如下所述的翅片管束。进入冷却器的氢气温度为 200℉(366.5K)，氢气比热为 3.4Btu/(lb)(℉)[14.2kJ/(kg)(K)]，粘度为 0.225lb/(ft)(h)(0.0093cP)，热导率为 0.11Btu/(h)(ft)(℉)[0.19W/(m)(K)]，密度为 0.0049lb/ft³(0.0785 kg/m³)。冷却剂为水，进入管道温度为 86℉(303K)，流量为 10000lb/h (4535kg/h)。水侧传热系数 h_i 为 1200Btu/(h)(ft²)(℉)[6800W/(m²)(K)]，通过管壁的传热系数 h_w 为 77140Btu/(h)(ft²)(℉)[437380W/(m²)(K)]，总污垢系数为 1000Btu/(h)(ft²)(℉)[5680W/(m²)(K)]。

管道冷却器(翅片管束)

D_r = 根直径(裸管外径) = 0.625in(0.0159m)

l = 翅片高度 = 0.5in(0.013m)

b = 翅片厚度 = 0.012in(0.305 mm)

n = 每英寸翅片数 = 12

s = 管间距 = 1.75in(0.0445m)

x = 管壁厚度 = 0.035in(0.889mm)

A_o = 裸管传热表面 = 50ft²(4.64m²)

管子按三角形排列，翅片材料为铝，管道材料为铜。

【计算步骤】

1. 选择适当的外部传热系数方程 翅片管的传热系数可用下式计算

$$\frac{hD_r}{k} = a\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{D_rG}{\mu}\right)^{0.681}\left(\frac{\gamma^3}{l^2b}\right)^{0.1}$$

式中 a——对三角形排列为 0.134,或对内嵌式排列为 $0.128(\gamma/l)^{0.15}/[1+(s-D_f)/(s-D_r)]$;

h——外部传热系数;

D_r——根直径(翅片根部直径);

D_f——翅片直径(等于 D_r+2l)；

k——热导率；

c——比热容；

μ——粘度；

G——质量速度，以最小流动面积为基准；

l——翅片高度；

b——翅片厚度；

y——翅片间距 $=(1/n)-b$；

n——单位长度翅片数；

s——垂直流动方向的管间距；

p——平行流动方向的管间距。

此方程对 s/p 在 0.7～1.1 的三角形间距有效。

2. 计算有关翅片面积 这些包括翅片传热表面 A_f、裸管外侧传热表面 A_o、总外侧传热表面 A_t(等于 A_f+A_o)，最大流动面积与最小流动面积之比 a_r。对本问题，

$$\begin{aligned}A_f &= (D_f^2 - D_r^2)(\pi/4)2n\\ &= (1.625^2 - 0.625^2)(1/12)^2(\pi/4)\times 2\times 12\times 12\\ &= 3.5343\text{ft}^2\end{aligned}$$

$A_o=\pi D_o=\pi(0.625/12)=0.1636\text{ft}^2/\text{in}$ 管长。那么，$A_t=A_f+A_o=3.5343+0.1636=3.6979\text{ft}^2/\text{in}$ 管长，和 $A_t/A_o=3.6979/0.1636=22.6$。最后，$a_r=s/(s-D_o-2nlb)=1.75/(1.75-0.625-2\times 12\times 0.5\times 0.012)=1.7839$。

3. 计算外部膜系数 h_o 由步骤 1，$h_o=0.134(k/D_r)(c\mu/k)^{1/3}(D_rG/\mu)^{0.681}(y^3/l^2b)^{0.1}$。现在，$G=60\rho FVa_r$，式中 ρ 为以 lb/ft^3 表示的密度，FV 以 ft/min 表示的表面速度(管内速度)。那么，$G=60\times 0.0049\times 500\times 1.7839=262.2\text{lb/(h)(ft}^2)$，和 $D_rG/\mu=(0.625/12)262.2/0.0225=670.0$。现在，$y=(1/n)-b=(1/12)-0.012=0.0713\text{in}(1.812\text{mm})$。

氢的 Prandtl 数$(c\mu/k)=0.7$，所以

$$h_o=0.134\times\left(\frac{0.11}{0.625/12}\right)\times 0.7^{1/3}\times 607.0^{0.681}\times\left(\frac{0.0713^3}{0.5^2\times 0.012}\right)^{0.1}$$

$$=15.99\text{ Btu/(h)(ft}^2)(°\text{F})[90.82\text{W/(m}^2)(\text{K})]$$

4. 计算翅片管外侧的 $h_{f,o}$ 对在裸管上装横向翅片的翅片管，采用以裸管的外表面积为基准的总传热系数是方便的。于是，

$$h_{f,o}=h_o(A_t/A_o)\eta$$

式中 η 为加权翅片效率。

加权翅片效率可由表 7.5 近似确定。对目前的问题，采用数值 0.80。那么，$h_{f,o}=15.99\times 22.6\times 0.80=289.1\text{ Btu/(h)(ft}^2)(°\text{F})[1642\text{W/(m}^2)(\text{K})]$。

❶ 原文误排为 $c\pi/k$，译者注。

表 7.5 横向翅片的加权翅片效率

h_o	加权翅片效率 η			
	铜，$k=220$[381]	铝，$k=125$[216]	钢，$k=25$[43.3]	不锈钢，$k=10$[17.3]
5[28.4]	0.95	0.90	0.70	0.50
10[56.7]	0.90	0.85	0.60	0.35
25[142]	0.85	0.70	0.40	0.20
50[284]	0.70	0.55	0.25	0.15
100[567]	0.55	0.40	0.15	0.10

注：h_o，是外侧膜系数，单位为 Btu/(h)(ft²)(℃)[W/(m²)(K)]；k，是热导率，单位为 Btu/(h)(ft)(℉)[W/(m)(K)]。此表对翅片高度 0.5in 左右和翅片厚度 0.012in 左右有效。

5. 计算 U_o 公式为

$$\frac{1}{U_o}=\frac{1}{h_{f,o}}+\frac{1}{h_i(D_i/D_o)}+\frac{1}{h_w}+\frac{1}{h_s}$$

$$=\frac{1}{289.1}+\frac{1}{1200(0.555/0.625)}+\frac{1}{77140}+\frac{1}{1000}$$

$$=185\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)[1050W/(m}^2\text{)(K)]}$$

6. 计算出口温度 假定有几个管程。那么出口温度可用图 7.14 计算。该图被用于直接计算热流体的出口温度(这正是本例所关注的)；在这种情况下，横坐标变为 $UA/(WC)$，$R=WC/(uc)$，$P=(T_2-T_1)/(t_1-T_1)$。那么，对目前的案例，$UA/(WC)=185\times50/(1000\times3.4)=2.72$，和 $R=1000\times3.4/(10000\times1.0)=0.34$。对这些参数，图 7.14 表明 P 为 0.88。因此，$T_2=T_1+P(t_1-T_1)=200+0.88(86-200)=99.7$℉(310.6K)。

7.37 空冷换热器

设计一空冷换热器在下列条件下冷却水。设计环境空气温度为 35℃(95℉)。所用管道为带铝翅片的钢管[热导率 = 25 Btu/(h)(ft)(℉)，或 43 W/(m)(K)]。钢管外径为 1in(0.0254m)，内径为 0.834in(0.0212m)。内侧传热系数 h_i 和污垢传热系数 h_s 均为 1000Btu/(h)(ft²)(℉)[5680W/(m²)(K)]。对四排管装置，换热器购置费用为 $ 22/ft²，对五排管装置为 $ 20/ft²，对六排管装置为 $ 18/ft²。

水的状态

流量 = 500000lb/h(226795kg/h)，多程

进口温度 = 150℃(302℉)

出口温度 = 50℃(122℉)

【计算步骤】

1. 决定设计方法 将设计一套四排管装置、一套五排管装置和一套六排管装置，然后进行费用比较。用于空冷换热器的标准管的几何尺寸是外径 1in(0.0254m)，铝翅片高 5/8 in(0.0159m)，翅片间距为每英寸 10 翅片。也有每英寸 8 翅片的。标准管间距如表 7.6 所列。

用于设计的典型的迎面速度(FVs)也列于表 7.6 中。这些数值可使考虑购置费用、安装费用和驱动风机的动力费用的空冷换热器费用达到最佳。每一设计者可能希望确定他或她自己的迎面速度；所确定的数值与表列数值应不会相差太大。

表 7.6 空冷器用设计迎面速度

管排数	迎面速度/[ft/min(m/s)]		
	8 翅片/in(315 翅片/m) 2.375in(0.0603m) 管间距	10 翅片/in(394 翅片/m) 2.375in(0.0603m) 管间距	10 翅片/in(394 翅片/m) 2.5in(0.0635m) 管间距
3	650(3.30)	625(3.18)	700(3.56)
4	615(3.12)	600(3.05)	660(3.35)
5	585(2.97)	575(2.92)	625(3.18)
6	560(2.84)	550(2.79)	600(3.05)

对空冷装置，管间距通常由管内传热系数和空气侧传热系数的相对值确定。对管内传热系数远大于空气侧传热系数的场合，管中心间距为 2.5in(0.064m)通常是合理的。对管内传热系数小的场合，管中心间距为 2.375in(0.060m)通常是合理的。在本案例中，因为水被冷却，管内传热系数确实可能大得多，所以采用 2.5in 的管中心间距。

2. 确定空气侧传热系数 h_a 空气侧传热系数通常以裸管外表面积为基准进行计算。对空气方程可简化为如下形式：

$$h_a = 8(FV)^{1/2} \qquad \text{对每英寸 10 翅片}$$

$$h_a = 6.75(FV)^{1/2} \qquad \text{对每英寸 8 翅片}$$

式中 h_a 的单位为 Btu/(ft²)(h)(℉)，和 FV 的单位为 ft/min。对本问题，5 排管的 $FV = 625$ ft/min，所以 $h_a = 8 \times 625^{1/2} = 200$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1136 W/(m²)(K)]。对 4 排管，$FV = 660$ ft/min，所以 $h_a = 8 \times 660^{1/2} = 205$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1164W/(m²)(K)]。对 6 排管，$FV = 600$ ft/min，所以 $h_a = 8 \times 600^{1/2} = 196$ Btu/(h)(ft²)(℉)[1113W/(m²)(K)]。

3. 计算管壁传热系数 h_w 公式为 $h_w = 2k/(D_o - D_i) = 2 \times 25/[(1 - 0.834)(1/12)] = 3614$Btu/(h)(ft²)(℉)[20520 W/(m²)(K)]。

4. 计算总传热系数 U 公式为

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_a} + \frac{1}{h_i(D_i/D_o)} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_s}$$

对 5 排管，$1/U = 1/200 + 1/[1000(0.834/1)] + 1/3614 + 1/1000$，所以 $U = 134$ Btu/(h)(ft²)(℉)。对 4 排管，$1/U = 1/205 + 1/[1000(0.834/1)] + 1/3614 + 1/1000$，所以 $U = 136$Btu/(h)(ft²)(℉)。对 6 排管，$1/U = 1/196 + 1/[1000(0.834/1)] + 1/3614 + 1/1000$，所以 $U = 132$ Btu/(h)(ft²)(℉)。因为这些数值非常接近，所以对 4、5、6 排管可用相同的 U 值，即 $U = 135$Btu/(h)(ft²)(℉)[767 W/(m²)(K)]。

5. 设计五排管装置 空冷设备按标准组件制造。标准组件由宽度为 48in(1.22m)的翅片管束开始，按 6in(0.152m)增量增加至最大值 144in(3.66m)。这些组件可并联放置获得需要的任何尺寸的换热器。最大管长为 48ft(14.63m)。一般说来，长管换热器比较经济。在本案例中，假定工厂布置允许的最大管长为 40ft(12.2m)。

因为为降低设备费用需遵循各种设计标准，所以换热设备的设计是一试差过程。为设计空冷换热器，假定空气出口温度和管长，这确定了由风机输送的空气量。需要输送的空气量又确定了迎风面积，因为我们已假定迎风速度。对给定管长和管排数，迎风面积又固定了换热面积。表 7.7 可用于以 90～95℉(305～308K)的环境空气温度为基准估计出口空气温度。

对本问题，$U = 135$，而工艺物流进口温度为 150℃，所以假定空气出口温度为 83℃。那

么，Q = 热负荷 = $wc(t_2 - t_1)$ = 500000 × 1.0 × (150 − 50)(1.8℉/℃) = 90000000Btu/h。迎风面积 FA 可由下式估计

$$FA = \frac{Q}{FV(T_2 - T_1) \times 1.95}$$

式中 Q = 为热负荷，单位为 Btu/h，FA 为迎风面积，单位为 ft^2，FV 为迎风速度，单位为 ft/min，面 T_1 和 T_2 为进口和出口空气的温度，单位为℃。于是，FA = 90000000/[625(83 − 35)(1.95)] = 1540ft^2。

现可确定换热器宽度：

$$\therefore Y = \text{宽度} = \text{迎风面积} / \text{管长} = FA/L = 1540/40 = 38.5\text{ft}$$

但是标准宽度增量为 6in。因此，假定采用四排 9.5ft 宽的管束。那么，$Y = 4 \times 9.5 = 38$ft。●

表 7.7 空冷换热器空气出口温度的估计

工艺物流进口温度/℃	空气出口温度/℃		
	$U = 50$	$U = 100$	$U = 150$
175	90	95	100
150	75	80	85
125	70	75	80
100	60	65	70
90	55	60	65
80	50	55	60
70	48	50	55
60	45	48	50
50	40	41	42

注：U 为总传热系数，单位为 Btu/(h)(ft^2)(℉)[1 Btu/(h)(ft^2)(℉) = 5.67W/(m^2)(K)]。

对此迎风面积，计算出口空气温度。首先，空气温升(℃)为

$$\Delta T_a = \frac{Q}{Y(FV)(L)1.95} = \frac{90000}{36 \times 625 \times 40 \times 1.95} = 48.5℃$$

那么，$T_2 = T_1 + \Delta T_a = 35 + 48.5 = 83.5$℃。接着计算平均温差。公式为

$$\Delta T_m = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln[(t_1 - T_2)/(t_2 - T_1)]}$$

于是，$\Delta T_m = [(150 - 83.5) - (50 - 35)]/\ln[(150 - 83.5)/(50 - 35)] = 34.6$℃(62.3℉)。

现在，如果这为可获得的温差，计算需要的面积。于是，$A = Q/(U\Delta T_m)$ = 90000000/(135 × 34.6 × 1.8) = 10705ft^2(994.4m^2)。接着计算可获得的精确面积。每排管数 N_t 可由管束宽度除以管间距近似求得，即 $N_t = Y/s = 38/(2.5/12)$ = 每排 182。那么，令 N_r 为管排数，$A = N_r N_t \pi D_o L = 5 \times 182\pi(1/12) \times 40 = 9530$ft^2。因此，可获得的面积小于需要的面积。因此，将管束宽度由 9.5ft 增加到 10ft，并计算新的 ΔT_a：

● 原文误排为 $FA = 4(9.5) = 38$ft，译者注。

$$\Delta T_a = 48.5(9.5/10) = 46.1℃$$

因此，$T_2 = 35 + 46.1 = 81.1℃$。

接着计算新的 ΔT_m：

$\Delta T_m = [(150 - 81.1) - (50 - 35)]/\ln[(150 - 81.1)/(50 - 35)] = 35.4℃(63.7℉)$

然后计算新的所需面积

$$A = 90000000/(135 \times 35.4 \times 1.8) = 10460ft^2$$

最后，计算新的可获得面积：$N_t = 40/(2.5/12) = 192$，所以 $A = 5 \times 192\pi(1/12) \times 40 = 10050ft^2$。或更精确的，由制造商的标准提供的宽度为 10ft、具有五排管的管束的实际管数为 243。令 N_b 为管束数，$A = N_b N \pi D_o L = 4 \times 243\pi(1/12) \times 40 = 10180ft^2(945.7m^2)$。此面积通常会被接受，因为在比较短的时间内会存在较高的设计空气温度和污垢系数通常为随意指定。如果必须在所有时间满足设计空气温度，那么需要更宽的管束和更高的迎面速度。

空冷器的尺寸确定后，下一步是计算空气侧的压降。对空气可应用下列关系式：

$\Delta P_a = 0.0047N_r(FV/100)^{1.8}$　　对每英寸 10 翅片，间距 2.375in

$\Delta P_a = 0.0044N_r(FV/100)^{1.8}$　　对每英寸 8 翅片，间距 2.375in

$\Delta P_a = 0.0037N_r(FV/100)^{1.8}$　　对每英寸 10 翅片，间距 2.5in

在上述方程中，ΔP_a 为空气侧压降，单位为 in 水柱，N_r 为管排数，FV 为迎风速度，单位为 ft/min。对本问题，$\Delta P_a = 0.0037 \times 5 \times (625/100)^{1.8} = 0.501$in 水柱。

现在，计算输送空气需要的功率。利用公式

$$bhp = (FV)(FA)(T_2 + 273)(\Delta P_a + 0.1)/(1.15 \times 10^6)$$

式中　bhp——制动马力；

FV——迎风速度，ft/min；

FA——迎风面积，ft^2(等于 $N_b YL$)；

T_2——出口空气温度，℃；

ΔP_a——空气侧压降，in 水柱。

在本案例中，$FA = N_b YL = 4 \times 10 \times 40 = 1600ft^2$，所以 $bhp = 625 \times 1600 \times (81.1 + 273)(0.501 + 0.1)/(1.15 \times 10^6) = 185hp(138kW)$。

6. 比较费用　可遵循相同的步骤设计六排管装置和四排管装置。然后进行如下比较：

	管排数		
	4	5	6
管束数	4	4	4
管束宽度/ft	12	10	9.5
传热面积/ft^2	9800	10180	11510
设备费用/美元	215600	203600	207180
需要功率/bhp	195	185	189

由上述比较可见，五排管装置将是最经济的。

7.38 管内流动的压降：单相流体

计算水通过例 7.37 设计的空冷换热器的压降，如果管侧程数为 10。水的密度为 $60lb/ft^3$

(961.1kg/m³)，粘度为 0.74lb/(ft)(h)(0.31cP)。假定喷嘴速度为 10ft/s(3.05m/s)，而粘度随温度的变化可忽略。

【计算步骤】

1. 考虑产生压降的各原因和求取的各压降的方程 流体通过管道的总压降产生于流体沿管道流动的摩擦压降、流体进入和离开管道或沟渠的压降●。

摩擦压降可由下式计算：

$$\Delta P_f = \frac{4fG^2LN_p}{2\times 144g\rho D}$$

式中 ΔP_f——压降，lb/in²；

f——摩擦因子；

G——质量速度，lb/(h)(ft²)；

L——管道长度，ft；

N_p——管侧程数；

g——重力常数；

ρ——密度，lb/ft³；

D——管道内径，ft。

对温度影响粘度的流体，压降必须用如下比值校正

$$(\mu_w/\mu_b)^n$$

式中 μ_w——表面温度下的粘度；

μ_b——流体主体温度下的粘度；

n——对湍流为 0.14，或对层流为 0.25。

摩擦因子 f 可由下列方程计算

$f = 16/(DG/\mu)$ 对 DG/μ 小于 2100

$f = 0.054/(DG/\mu)^{0.2}$ 对 DG/μ 大于 2100

式中 μ——粘度，lb/(ft)(h)。

流体进入或离开管端或沟渠的径向喷嘴时的压降可由下式计算

$$\Delta P_n = k\rho v_n^2/9266$$

式中 ΔP_n——压降，lb/in²；

ρ——密度，lb/ft³；

v_n——喷嘴速度，ft/s；

k——对进口喷嘴为 0 或对出口喷嘴为 1.25。

与进口和出口喷嘴相关的压降可通过选择其它沟渠形式而减小，但除了压降是重要的或费钱的场合，费用不能保证这样做是合理的。

管道进出口的压降可用下式计算

$$\Delta P_e = kN_p\rho v_t^2/9266$$

式中 ΔP_e——压降，lb/in²；

● 原文将“流体进入和离开管道或沟渠的压降”重复排二次，译者注

N_p——管侧程数；

v_t——管内速度，ft/s；

ρ——密度，lb/ft^3；

k——1.8。

总压降为所有这些压降之和：

$$\Delta P_t = \Delta P_f + \Delta P_n + \Delta P_e$$

2. 计算摩擦压降 前述设计的管子总数为 $4 \times 243 = 972$。每程管数为 $972/10 = 97.2$。令 a_c 为流动面积，

$$G = \frac{W}{a_c} = \frac{500000}{97.2(0.834/12)^2(\pi/4)}$$

$$= 1355952\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}[6619758\text{kg/(h)(m}^2\text{)}]$$

那么，$DG/\mu = (0.834/12)1355952/0.74 = 127350$。因此，$f = 0.054/(DG/\mu)^{0.2} = 0.054/127350^{0.2} = 0.0051$，和

$$\Delta P_f = \frac{4fG^2LN_p}{2 \times 144g\rho D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0051 \times 1355952^2 \times 40 \times 10}{2 \times 144 \times (4.18 \times 10^8) \times 60 \times (0.834/12)}$$

$$= 29.89\text{lb/in}^2$$

3. 计算喷嘴压降 由步骤 1，$\Delta P_n = 1.25\rho v_n^2/9266 = 1.25 \times 60 \times 10^2/9266 = 0.81$ lb/in^2。

4. 计算管道进出口压降 由步骤 1，$\Delta P_e = 1.8N_p\rho v_t^2/9266$。现在，根据定义，$v_t = G/3600\rho = 1355952/(3600 \times 60) = 6.28$ft/s(1.91m/s)。所以 $\Delta P_e = 1.8 \times 10 \times 60 \times 6.28^2/9266 = 4.59$ lb/in^2。

5. 计算总压降 于是，$\Delta P_t = \Delta P_f + \Delta P_n + \Delta P_e = 29.89 + 0.81 + 4.59 = 35.29$ lb/in^2 (243.32kPa)。

相关计算 蛇管。相同的程序可用于计算蛇管的压降。对湍流流动，用曲线流动摩擦因子代替直管摩擦因子。对层流流动，弯曲管的摩擦阻力损失用当量长度的直管表示。湍流流动要求的雷诺数为 $2100[1 + 12(D_i/D_c)^{1/2}]$，式中 D_i 为管道内径，而 D_c 为蛇管直径。

湍流流动的摩擦因子用方程 $f_c(D_c/D_i)^{1/2} = 0.0073 + 0.076[(DG/\mu)(D_i/D_c)^2]^{-1/4}$ 计算，对 $(DG/\mu)(D_t/D_c)^2$ 在 0.034 ~ 300 之间，式中 f_c 为弯曲流动的摩擦因子。对 $(DG/\mu)(D_i/D_c)^2$ 值小于 0.034，弯曲流动的摩擦因子实际上与直管相同。

对层流流动，当量长度 L_e 可预测如下：对 $(DG/\mu)(D_i/D_c)^{1/2}$ 在 150 ~ 2100 之间，

$$L_e/L = 0.23[(DG/\mu)(D_i/D_c)^{1/2}]^{0.4}$$

对 $(DG/\mu)(D_i/D_c)^{1/2}$ 在 10 ~ 150 之间，

$$L_e/L = 0.63[(DG/\mu)(D_i/D_c)^{1/2}]^{0.2}$$

对 $(DG/\mu)(D_i/D_c)^{1/2}$ 小于 10，

$$L_e/L = 1$$

在上述方程中，L 为直管长度，而 L_e 为弯曲管当量长度。

纵向翅片管。相同的计算方法可用于纵向翅片管。用当量直径 D_e 代替 D_i。摩擦因子可

由下列方程确定：

对雷诺数小于 2100

$$f_{lf} = \frac{16}{(D_e G/\mu)}$$

对雷诺数大于 2100

$$f_{lf} = \frac{0.103}{(D_e G/\mu)^{0.25}}$$

在这些方程中 f_{lf}是纵向翅片管的摩擦因子，而 D_e 为当量直径（$=4a_c/P$，式中 a_c 为流动横截面积和 P 为浸润周边）。

7.39 管内流动的压降：两相流体

计算以流量 100lb/h(45.4kg/h)流经内径 D 为 0.62in(0.0158m)，长度 L 为 20ft(6.1m)的管道的两相流的摩擦压力降。混合物为具有如下性质的 50%(质量)气体和 50%(质量)液体：

液体性质

ρ = 密度 = 50 lb/ft^3(800kg/m^3)

μ = 粘度 = 2.0 lb/(ft)(h)(0.84cP)

气体性质

ρ = 密度 = 0.1lb/ft^3(1.6kg/m^3)

μ = 粘度 = 0.045 lb/(ft)(h)(0.019cP)

【计算步骤】

1. 选择所用方法 对两相流，管内摩擦压力降可用如下方程[31]计算：

$$\Delta P_{tp} = [\Delta P_L^{1/n} + \Delta P_G^{1/n}]^n$$

式中 ΔP_{tp}——两相压降；

ΔP_L——液相压降，假定仅存在液相；

ΔP_G——气相压降，假定仅存在气相；

n——当两相均为湍流时为 4.0，或当一相或两相为层流时为 3.5。

2. 计算液相压降 令 W_L 为液体质量流量，等于 100 lb/h 的 50%，即 50lb/h，再令 a_c 为管道的横截面积。那么 G_L = 液相质量速度 = $W_L/a_c = 50/[(0.62/12)^2(\pi/4)] = 23484.4$lb/(h)(ft^2)。那么雷诺数 $D\,G_L/\mu = (0.62/12)23848.4/2.0 = 616.1$。那么，如例 7.38 的步骤 1，$f$ = 摩擦因子 = $16/(D\,G_L/\mu) = 16/616.1 = 0.026$，和

$$\Delta P_L = \frac{4fG_L^2LN_P}{2\times 144 g\rho D}$$

$$= \frac{4\times 0.026\times 23848.4^2\times 20\times 1}{2\times 144\times 4.18\times 10^8\times 50\times (0.62/12)}$$

$$= 0.0038 \text{ lb/in}^2$$

3. 计算气相压降 混合物中两相各占 50%，所以 G_G = 气相质量速度 = 步骤 2 中的 G_L。那么 $D\,G_G/\mu = (0.62/12)23848.4/0.045 = 27381.5$。再参考例 7.38 的步骤 1，$f$ = 摩擦因子 = $0.054/(D\,G_G/\mu)^{0.2} = 0.054/27381.5^{0.2} = 0.070$，和

$$\Delta P_G = \frac{4fG_G^2LN_P}{2\times 144g\rho D}$$

$$= \frac{4\times 0.0070\times 23848.4^2\times 20\times 1}{2\times 144\times 4.18\times 10^8\times 0.1\times (0.62/12)}$$

$$= 0.5120\text{lb/in}^2$$

4. 计算两相压降　液相为层流；气相为湍流。因此，

$$\Delta P_{tp} = (\Delta P_L^{1/3.5} + \Delta P_G^{1/3.5})^{3.5}$$

$$= (0.0038^{1/3.5} + 0.5120^{1/3.5})^{3.5}$$

$$= 1.107\text{lb/in}^2\text{●}\ (7.633\text{kPa})$$

相关计算　均相流方法。两相流压降也可用均相流模型计算，该模型假定气相和液相以相同速度流动(无滑动)和流体的物理性质可用适当方法平均。正确的平均式为

$$\rho_{ns} = \rho_L\lambda_L + \rho_G(1-\lambda_L) \text{ 和 } \mu_{ns} = \mu_L\lambda_L + \mu_G(1-\lambda_L)$$

式中　λ_L——$Q_L/(Q_L+Q_G)$；

ρ_{ns}——无滑动密度；

μ_{ns}——无滑动粘度；

ρ_L——液体密度；

ρ_G——气体密度；

μ_L——液体粘度；

μ_G——气体粘度；

Q_L——液体体积流量；

Q_G——气体体积流量。

一旦计算得到平均密度和粘度，平均无滑动雷诺数可计算如下：

$$\text{无滑动雷诺数} = DG_T/\mu_{ns}$$

式中　G_T——总质量速度 $= G_L + G_G$；

D——管道直径。

那么摩擦压力降为

$$\Delta P_f = \frac{4fG_T^2LN_P}{2\times 144g\rho_{ns}D}$$

式中 f 为用对单相流体提出的方法计算的摩擦因子，但以无滑动雷诺数为基准。

除摩擦压降外，还有称为“加速度损失”的与气体膨胀有关的压力损失，用下式计算

$$\Delta P_a = \frac{G_T^2}{2\times 144g}\left(\frac{1}{\rho_{G2}} - \frac{1}{\rho_{G1}}\right)$$

式中　ΔP_a——加速度压降，lb/in^2；

G_T——总质量速度 $= G_L + G_G$，$\text{lb/(h)(ft}^2\text{)}$；

ρ_{G2}——出口气体密度，lb/ft^3；

ρ_{G1}——进口气体密度，lb/ft^3；

● 原文误排为 1.107lb/in^3，译者注。

g——重力常数，ft/h^2。

那么，总压降 ΔP_{tp} 为

$$\Delta P_{tp} = \Delta P_I + \Delta P_a$$

对闪蒸流，压降为

$$\Delta P_{tp} = \frac{G_T^2}{2 \times 144g}\left[2\left(\frac{x_2}{\rho_{G2}} - \frac{x_1}{\rho_{G1}}\right) + \frac{4fLN_p}{D\rho_{ns,avg}}\right]$$

式中 x_1——进口气体质量分数；

x_2——出口气体质量分数；

$\rho_{ns,avg}$——平均无滑动密度。

冷凝器压降。对冷凝器，摩擦压降可用下式计算

$$\Delta P_c = \frac{1}{2}\frac{1 + v_2}{v_1}\Delta P_1$$

式中 ΔP_c——冷凝器压降；

ΔP_1——根据进口流量、密度和粘度条件的压降；

v_2——出口蒸气速度；

v_1——进口蒸气速度。

对全凝器，上式变为

$$\Delta P_c = \frac{\Delta P_1}{2}$$

7.40 通过管束流动的压降：单相流体

对例 7.20 的条件计算压降。假定喷嘴速度为 5ft/s(1.52m/s)，流体密度为 $55lb/ft^3$ ($881kg/m^3$)，有 24 块挡板。假定进口喷嘴处还设有一冲击板。计算存在污垢和清洁条件下的压降。

【计算步骤】

1. 考虑导致压降的原因，并选择计算每种压降的方程 流体流过管束的压降可通过计算下列压降分量确定：

(1) 进口喷嘴压降

(2) 出口喷嘴压降

(3) 进口和出口挡板段的摩擦压降

(4) 中间挡板段的摩擦压降

(5) 流过挡板窗的压降

具有结构良好的壳程的换热器将存在一定数量的短路，这将减小由理想管束(无流体短路或泄漏的管束)获得的压降。清洁换热器的短路量将比存在污垢的换热器大。下列泄漏因子以运行中的换热器为基础并包括了污垢对压降的典型影响。

喷嘴压降可用下式计算

$$\Delta P_n = \frac{k\rho v_n^2}{9266}$$

式中 k——对无冲击板的进口喷嘴为 0，对有冲击板的进口喷嘴为 1.0，或对出口喷嘴为 1.25；

ΔP_n——压降，lb/in^2；

ρ——密度，lb/ft^3；

v_n——喷嘴速度，ft/s。

管束的摩擦压降可计算如下：对中间挡板段，

$$\Delta P_f = \frac{4fG^2N_r(N_b-1)R_lR_b\phi}{2\times 144g\rho}$$

对组合的进口和出口挡板段，

$$\Delta P_{fi} = \frac{4\times 2.66fG^2N_rR_b\phi}{2\times 144g\rho}$$

式中　R_l——对清洁管束为 $0.6(B/D_s)^{1/2}$或对假定有污垢的管束为 $0.75(B/D_s)^{1/3}$；

R_b——对清洁管束为 $0.80(Ds)^{0.08}$或对假定有污垢的管束为 $0.85(D_s)^{0.08}$；

ϕ——$(\mu_w/\mu_b)^n$，式中对 DG/μ 大于 $300n=0.14$ 或对 DG/μ 小于 $300n=0.25$；

N_r——bD_s/s，式中对三角形管间距 $b=0.7$，对正方形管间距 $b=0.6$，或对回转正方形管间距 $b=0.85$。

摩擦因子 f 可进行计算。对 D_gG/μ 大于 100，

$$f = \frac{z}{(D_gG/\mu)^{0.25}}$$

对方形或三角形管排列方式，上式中 $z=1.0$，或对回转正方形管排列方式 $z=0.75$。对 D_gG/μ 小于 100，

$$f = \frac{r}{(D_gG/\mu)^{0.725}}$$

对三角形管排列方式，上式中 $r=10$，或对方形或回转正方形管排列方式 $r=5.7$。在上述方程中定义 D_g 为管间的间隙，即 $D_g=s-D_o$。

挡板窗口的压降可计算如下：对 D_oG/μ 大于 100，

$$\Delta P_w = \frac{G^2}{2\times 144g\rho}\frac{a_c}{a_w}(2+0.6N_w)N_bR_l$$

式中因子$(2+0.6N_w)$可用 $2+0.6N_w=m(D_s)^{5/8}$近似，对三角形管排列方式式中 $m=3.5$，对方形管排列方式 $m=3.2$，或对回转正方形管排列方式 $m=3.9$。

对 D_oG/μ 小于 100，

$$\Delta P_w = \frac{26\mu G}{g\rho}\left(\frac{a_c}{a_w}\right)^{1/2}\left(\frac{N_w}{s-D_o}+\frac{B}{D_e^2}\right)+\frac{2G^2}{2g\rho}\frac{a_c}{a_w}$$

挡板切口通常在某一管排的中心线处。挡板切口应在最靠近外壳直径 20%的管排的中心线处。对满足这些判据的挡板切口形式，可采用下列数值：

管子几何特征	$N_w/(s-D_o)$	D_e/ft
$D_o=\frac{5}{8}$in(0.016m)；$s=\frac{13}{16}$in(0.020m)；三角形排列	173 D_s	0.059
$D_o=\frac{5}{8}$in(0.016m)；$s=\frac{7}{8}$in(0.022m)；方形排列	105 D_s	0.090
$D_o=\frac{3}{4}$in(0.019m)；$s=\frac{15}{16}$in(0.024m)；三角形排列	151 D_s	0.063
$D_o=\frac{3}{4}$in(0.019m)；$s=\frac{15}{16}$in(0.025m)；方形排列	92 D_s	0.097
$D_o=1$in(0.025m)；$s=1\frac{1}{4}$in(0.032m)；三角形排列	85 D_s	0.083
$D_o=1$in(0.025m)；$s=1\frac{1}{4}$in(0.032m)；方形排列	73.5 D_s	0.104

在这些方程中，对三角形或方形管排列方式，$a_c = BD_s(s - D_o)/s$，或对回转正方形管排列方式 $a_c = 1.5BD_s(s - D_o)/s$，以及对三角形管排列方式 $a_w = 0.055D_s^2$，对方形或回转正方形管排列方式 $a_w = 0.066D_s^2$。而且，各项的单位如下：

ΔP_f = 中间挡板段的总压降，lb/in^2；

ΔP_{fi} = 进口和出口挡板段的总压降，lb/in^2；

ΔP_{fw} = 挡板窗口的总压降，lb/in^2；

f = 摩擦因子(无因次)；

G = 质量速度，$lb/(h)(ft^2)$($= W/a_c$，式中 W = 流量)；

g = 重力常数，ft/h^2；

ρ = 密度，lb/ft^3；

N_r = 通过的管排数；

N_b = 挡板数；

a_c = 错流的最小流动面积，ft^2；

a_w = 挡板窗口流动面积，ft^2；

D_s = 外壳直径，ft；

s = 中心对中心管间距，ft；

B = 挡板间距，ft；

D，D_o = 管子外径，ft；

D_g = 管子间隙，ft($= s - D_o$)；

μ = 粘度，$lb/(ft)(h)$；

μ_w = 壁面温度下的粘度，$lb/(ft)(h)$；

μ_b = 流体主体温度下的粘度，$lb/(ft)(h)$；

R_l = 挡板泄漏的校正因子；

R_b = 管束短路的校正因子；

D_e = 挡板窗口的当量直径，ft。

总压降是所有分压降之和：

$$\Delta P = \Delta P_n + \Delta P_f + \Delta P_{fi} + \Delta P_w$$

2. 计算假定存在污垢条件下的总压降

a. 计算喷嘴压降。方程为

$$\Delta P_n = \frac{k\rho v_n^2}{9266} = \frac{2.25\rho v_n^2}{9266}$$

于是，利用 k 等于 1.0 加 1.25，

$$\Delta P_n = \frac{2.25 \times 55 \times 5^2}{9266}$$

$$= 0.334 lb/in^2 (2.303 kPa)$$

b. 计算中间挡板段的摩擦压降。现在，$a_c = BD_s(s - D_o)/s = (9.5/12)(25/12)(0.9375 -$

$0.75)/0.9375 = 0.3299 ft^2(0.0306 m^2)$。因此，$G = W/a_c = 50000/0.3299 = 151561.1 lb/(h)(ft^2)$，和 $D_g G/\mu = (0.9375 - 0.75)(1/12)151561.1/1.95 = 1214.4$。因此，$f = 1/(D_g G/\mu)^{0.25} = 1/1214.4^{0.25} = 0.1694$。而在方程 $\Delta P_f = 4fG^2 N_r(N_b - 1)R_1 R_b \phi/(2 \times 144 g\rho)$ 中，$R_1 = 0.75(B/D_s)^{1/3} = 0.75(9.5/25)^{1/3} = 0.5432$，$R_b = 0.85(D_s)^{0.08} = 0.85(25/12)^{0.08} = 0.9014$，$\phi = (4.0/1.95)^{0.14} = 1.1058$，和 $N_r = 0.7\ D_s/s = 0.7 \times 25/0.9375 = 18.7$。因此，

$$\Delta P_f = \frac{4 \times 0.1694 \times 151561.1^2 \times 18.7 \times (24 - 1) \times 0.5432 \times 0.9014 \times 1.1058}{2 \times 144 \times 4.18 \times 10^8 \times 55}$$

$$= 0.547 lb/in^2(3.774 kPa)$$

c. 计算进口和出口挡板段的摩擦压降。方程为

$$\Delta P_{fi} = \frac{4 \times 2.66 f G^2 N_r R_b \phi}{2 \times 144 g\rho}$$

于是，

$$\Delta P_{fi} = \frac{4 \times 2.66 \times 0.1694 \times 151561.1^2 \times 18.7 \times 0.9014 \times 1.1058}{2 \times 144 \times 4.18 \times 10^8 \times 55}$$

$$= 0.117\ lb/in^2(0.803 kPa)$$

d. 计算窗口段的压降。方程为

$$\Delta P_w = \frac{3.5 G^2}{2 \times 144 g\rho} \frac{a_c}{a_w} D_s^{5/8} N_b R_1$$

现在，$a_w = 0.055 D_s^2 = 0.055(25/12)^2 = 0.2387 ft^2$。因此，

$$\Delta P_w = \frac{3.5 \times 151561.1^2 \times (0.3299/0.2387)(25/12)^{5/8} \times 24 \times 0.5432}{2 \times 144 \times 4.18 \times 10^8 \times 55}$$

$$= 0.346\ lb/in^2(2.38 kPa)$$

e. 计算总压降。方程为

$$\Delta P = \Delta P_n + \Delta P_f + \Delta P_{fi} + \Delta P_w$$

于是，$\Delta P = 0.334 + 0.547 + 0.117 + 0.346 = 1.344\ lb/in^2(9.267 kPa)$。

3. 计算假定清洁条件下的总压降

a. 计算清洁条件下的 R_1 和 R_b。这里，$R_1 = 0.6(B/D_s)^{1/2} = 0.6(9.5/25)^{1/2} = 0.3699$，和 $R_b = 0.80(D_s)^{0.08} = 0.80(25/12)^{0.08} = 0.848$。

b. 计算总压降。清洁条件下的各分压降将为存在污垢条件下的各分压降乘以清洁条件和存在污垢条件下的 R_1 和 R_b 的适当比值。于是

$$\Delta P = \Delta P_n + \Delta P_f \frac{R_1}{R_1} \frac{R_b}{R_b} + \Delta P_{fi} \frac{R_b}{R_b} + \Delta P_w \frac{R_1}{R_1}$$

$$= 0.334 + 0.547 + \frac{0.3699}{0.5432} \frac{0.848}{0.9014} + 0.117 \frac{0.848}{0.9014} + 0.346 \frac{0.3699}{0.5432}$$

$$= 0.334 + 0.350 + 0.110 + 0.236$$

$$= 1.03\ lb/in^2(7.102 kPa)$$

相关计算 上述各计算压降的方程假定挡板切口为外壳直径 20% 的结构良好的管束和包括在挡板窗口中的管子。对流体短路的校正(R_1 和 R_b)以管式换热器制造商协会的标准[11]为基础并假定适当数量的密封装置。污垢数值以典型用途的工厂数据为基础。已提出估计各

种短路物流影响的方法；应用最广泛的是 Bell 的方法[15]。对结构较差的管束或对与假定条件差别较大的情况，应用上述参考文献估计对计算压降的影响。

省略挡板窗口管子的管束。挡板窗口区域的管子往往被省略。对这种结构，当流体流过管排时作为流过挡板窗口的流体冲量的结果，可能发生流体分布不均。因此，小于外壳直径20%的挡板切口只应小心采用。如果在挡板窗口内流体速度等于或小于通过管束的错流速度，流体分布不均通常可减小。这常常要求挡板切口大于外壳直径的 20%。对这种情况，处于错流的管数将小于前述方法假定的数值，所以需进行校正。此外，第一和最后挡板段的压降假定管子在挡板窗口内；对挡板切口为 20%的情况，因子 2.66 应减小为 2.0。

对挡板窗口内没有管了的挡板，窗口部分的压降可由下式计算

$$\Delta P_w = \frac{1.8\rho v_w^2 N_b}{9266}$$

式中 ΔP_w——压降，lb/in^2；

ρ——密度，lb/ft^3；

v_w——挡板窗口内的速度，ft/s；

N_b——挡板数。

对 20%的挡板切口，流动面积为 $a_w = 0.11D_s^2$，或对 25%的挡板切口，$a_w = 0.15D_s^2$，式中 D_s 为外壳直径。

低翅片管。上述方法可用于预测低翅片管排的压降。对低翅片管，假定管子为裸管进行压降计算。用于计算的质量速度和管径为与低翅片管的翅片直径相同的裸管的质量速度和管径。

翅片管排。对低翅片管以外的翅片管，流过横向翅片管排的压降由下式计算

$$\Delta P_f = \frac{4f_r G_m^2 N_r \phi}{2 \times 144 g\rho}$$

在此方程中，当 $D_r G_m/\mu$ 为 2000～50000，

$$f_r = \frac{a}{(D_r G_m/\mu)^{0.316}(s/D_r)^{0.927}}$$

对三角形管排列方式，式中 $a = 10.5(a/p)^{1/2}$，或对方形管排列方式，$a = 6.5(D_f/s)^{1/2}$。式中：

ΔP_f——摩擦压降，lb/in^2；

f_r——摩擦因子(无因次)；

G_m——以最小流动面积为基准的质量速度($= W/a_c$)，$lb/(h)(ft^2)$；

N_r——流体通过的管排数；

ρ——密度，lb/ft^3；

g——重力常数，ft/h^2；

D_r——翅片的根直径，ft；

μ——粘度，lb/(ft)(h)；

s——垂直于流动方向的管间距，ft；

p——平行于流动方向的管间距，ft；

D_f——翅片直径，ft；

a_c——最小流动面积，ft^2。

和

$$\phi = (\mu_w/\mu_b)^{0.14}$$

式中 μ_w 为壁面温度下的粘度和 μ_b 为流体主体温度下的粘度，以及

$$a_c = s - D_r - 2nlb$$

式中 n——每英尺翅片数；

l——翅片高度，ft；

b——翅片厚度，ft。

7.41 通过管束流动的压降：两相流体

如果总流量为 10000lb/h(4535.9kg/h)的流体是密度为 0.5lb/ft^3(8.01kg/m^3)、粘度为 0.05lb/(ft)(h)(0.0207cP)的气体，计算例 7.40 条件下的压降。假定喷嘴速度为 50ft/s (15.24m/s)。流动为垂直的上下流动。

【计算步骤】

1. 选择合适的方程 对横过管束的两相流的压降可用下式计算

$$\frac{\Delta P_{tp}}{\Delta P_{LO}} = 1 + (K^2 - 1)[Bx^{(2-n)/n}(1 - x)^{(2-n)/n} + x^{2-n}]$$

式中 ΔP_{tp}——两相压降；

ΔP_{LO}——作为液体的总质量流动的压降；

x——气相质量分数；

K——$(\Delta P_{GO}/\Delta P_{LO})^{1/2}$，式中 ΔP_{GO}为作为气体的总质量流动的压降；

B——对垂直的上下流动，对非层流的水平流动为 0.75，或对层流的水平流动为 0.25。

n 值可由如下关联式计算

$$K = (\Delta P_{GO}/\Delta P_{LO})^{1/2} = (\rho_L/\rho_G)^{1/2}(\mu_G/\mu_L)^{n/2}$$

式中 ρ_G——气体密度；

ρ_L——液体密度；

μ_G——气体粘度；

μ_L——液体粘度。

对挡板窗口，$n=0$，上述方程变为

$$\frac{\Delta P_{tp}}{\Delta P_{LO}} = 1 + (K^2 - 1)[Bx(1 - x) + x^2]$$

式中 B 对垂直的上下流等于$(\rho_{ns}/\rho_L)^{1/4}$，或对水平流等于 $2/(K+1)$，而式中 ρ_L为液体密度以及 ρ_{ns}为无滑动密度(均相密度)。

2. 确定错流的 ΔP_{LO} 作为液体的总质量流动的压降已在前例中进行计算。横过管束的总摩擦压降为 $\Delta P_f + \Delta P_{fi}$。于是，$\Delta P_f + \Delta P_{fi} = 0.547 + 0.117 = 0.664 lb/in^2 (4.578kPa)$。

3. 计算 ρ_{ns}[1] 公式为

$$\rho_{ns} = \rho_L\lambda_L + \rho_G(1 - \lambda_L)$$

式中 λ_L——$Q_L/(Q_L + Q_G)$；

Q_L——液体体积流量 = 40000/55 = 727.3ft³/h；

Q_G——气体体积流量 = 10000/0.5 = 20000ft³/h。

于是，$\lambda_L = 727.3/(727.3 + 20000) = 0.0351$，所以，$\rho_{ns} = 55 \times 0.0351 + 0.5(1 - 0.0351) = 2.412\text{lb/ft}^3(38.64\text{kg/m}^3)$。

4. 计算错流的 ΔP_{GO} 类似于步骤 2，$\Delta P_{GO} = \Delta P_f + \Delta P_{fi}$。由前例知，$G = 151561.1$ lb/(h)(ft²)。那么，$D_gG/\mu = (0.9375 - 0.75)(1/12)151561.1/0.05 = 47362.8$，和 $f = 1/(D_gG/\mu)^{0.25} = 1/47362.8^{0.25} = 0.0678$。现有，

$$\Delta P_f = \frac{4fG^2N_r(N_b - 1)R_1R_b\phi}{2 \times 144g\rho}$$

由前例，$N_r = 18.7$；$N_b - 1 = 23$；$R_1 = 0.5432$；$R_b = 0.9014$。

对气体，$\phi = 1.0$。那么，

$$\Delta P_f = \frac{4 \times 0.0678 \times 151561.1^2 \times 18.7 \times 23 \times 0.5432 \times 0.9014 \times 1.0}{2 \times 144 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.5}$$

$$= 21.796\text{lb/in}^2(150.28\text{kPa})$$

还有，

$$\Delta P_{fi} = \frac{4 \times 2.66fG^2N_rR_b\phi}{2 \times 144g\rho}$$

$$= \frac{4 \times 2.66 \times 0.0678 \times 151561.1^2 \times 18.7 \times 0.9014 \times 1.0}{2 \times 144 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.5}$$

$$= 4.641\text{ lb/in}^2(32.00\text{kPa})$$

于是，$\Delta P_{GO} = 21.796 + 4.641 = 26.437$ lb/in²(182.28kPa)。

5. 计算错流的 K 如前面所注意到的，$K = (\Delta P_{GO}/\Delta P_{LO})^{1/2} = (26.437/0.664)^{1/2} = 6.3099$。

6. 计算错流的 n 如前面所注意到的，$K = (\rho_L/\rho_G)^{1/2}(\mu_G/\mu_L)^{n/2}$。那么，$K = 6.3099 = (55/0.55)^{1/2}(0.05/1.95)^{n/2}$，所以，$n = 0.2774$。

7. 计算气体的质量分数 x 简单地，$x = 10000/50000 = 0.2$。

8. 计算错流的 ΔP_{tp}[2] 如前面所注意到的，$\Delta P_{tp}/\Delta P_{LO} = 1 + (K^2 - 1)[Bx^{(2-n)/2}(1 - x)^{(2-n)/2} + x^{2-n}]$。于是，

[1] 原文误排为 ρ_{nr}，译者注。

[2] 原文误排为 P_{tp}，译者注。

$$\frac{\Delta P_{tp}}{\Delta P_{LO}} = 1 + (6.3099^2 - 1)[1.0 \times 0.2^{(2-0.2774)/2}(1-0.2)^{(2-0.2774)/2} + 0.2^{(2-0.2774)}]$$

$$= 11.434$$

因此，$\Delta P_{tp} = 11.434\Delta P_{LO} = 11.434 \times 0.664 = 7.592$ lb/in^2(52.35kPa)。

9. 计算总质量流作为气体通过挡板窗口的压降 ΔP_w 由前面的例子，总质量流作为液体的 ΔP_w 为 0.346 lb/in^2。现在，对气体的 ΔP_w = 对液体的 $\Delta P_w(\rho_L/\rho_G)$。所以 $\Delta P_w = 0.346(55/0.5) = 38.06$ lb/in^2(262.42kPa)。

10. 计算通过挡板窗口的 K 这里，$K = (\Delta P_{GO}/\Delta P_{LO})^{1/2} = (38.06/0.346)^{1/2} = 10.4881$。

11. 计算挡板窗口的 ΔP_{tp} 如步骤 1 中所看到的，$\Delta P_{tp}/\Delta P_{LO} = 1 + (K^2 - 1)[Bx(1-x) + x^2]$。现在，$B = (\rho_{ns}/\rho_L)^{1/4} = (2.412/55)^{1/4} = 0.4576$。所以，$\Delta P_{tp}/\Delta P_{LO} = 1 + (10.4881^2 - 1)[0.4576 \times 0.2 \times (1-0.2) + 0.2^2] = 13.34$。因此，$\Delta P_{tp} = 13.34\Delta P_{LO} = 13.34 \times 0.346 = 4.616$ lb/in^2(31.82kPa)。

12. 计算通过喷嘴的压降 ΔP_n 利用与前例步骤 2a 相同的方法，采用无滑动密度。于是，$\Delta P_n = 2.25\rho_{ns}U_n^2/9266 = 2.25 \times 2.412 \times 50^2/9266 = 1.464$ lb/in2(10.09kPa)。

13. 计算两相总压降 总压降为锚流、窗口流和喷嘴流压降之和。因此，$\Delta P_{tp} = 7.592 + 4.616 + 1.464 = 13.672$ lb/in^2(94.27kPa)。

相关计算 对 $\Delta P_{tp}/\Delta P_{GO}$远小于 $1/K^2$ 和 $1/K^2$ 远小子 1 的场合，两相压降方程可写为

$$\frac{\Delta P_{tp}}{\Delta P_{GO}} = Bx^{(2-n)/2}(1-x)^{(2-n)/2} + x^{(2-n)}$$

这种形式对冷凝器可能更方便。

此处提出的方法取自 Grant 和 Chisholm 的论文[16]。应参考该文献以确定给定两相系统的流动区域。

加速度压降。当气体密度或质量分数改变时，将存在由下式计算的加速度压降

$$\Delta P_a = \frac{G_T^2}{144g}\left(\frac{x_2}{\rho_{G2}} - \frac{x_1}{\rho_{G1}}\right)$$

式中 ΔP_a——加速度压降，lb/in^2；

G_T——总质量速度，lb/(h)(ft^2)；

x_2——出口的气体质量分数；

x_1——进口的气体质量分数；

ρ_{G2}——出口气体密度，lb/ft^3；

ρ_{G1}——进口气体密度，lb/ft^3；

g——重力加速度，ft/(h)^2。

壳程冷凝。壳程冷凝的摩擦压降可由下式计算

$$\Delta P_c = \frac{1}{2}\left(1 + \frac{v_2}{v_1}\right)\Delta P_1$$

式中 ΔP_c——冷凝压降；

ΔP_1——根据进口流量、密度和粘度条件的压降；

v_1——进口蒸气速度；

v_2——出口蒸气速度。

对全凝器，上式变为

$$\Delta P_c = \frac{\Delta P_1}{2}$$

7.42 冷凝器－过冷器试验数据

试验数据取自一直立式纯组分冷凝器－过冷器。将实验的传热系数与预期的传热系数进行比较，并计算表观污垢系数。数据在晚秋取得，为减小过冷量，水与工艺物流呈并流。设计的进口温度为30℃(86℉)。

冷凝器数据如下所列：

D_s = 外壳直径 = 36in(0.914m)

D_o = 管外径 = 0.625in(0.0159m)

D_i = 管内径 = 0.495in(0.0126m)

L = 有效管长 = 21ft(6.4m)

B = 挡板间距 = 36in(0.914m)

n = 管数 = 1477

s = 管间距(中心对中心) = 0.8125in(0.02064m)

k_w = 管壁热导率 = 220Btu/(h)(ft)(℉)[380W/(m)(K)]

挡板窗口区域的管子已被省略。性能数据如下所列：

W_v = 蒸气流量 = 170860lb/h(77500.4kg/h)

ρ_L = 液体密度 = 54.3lb/ft^3(869.6kg/m^3)

ρ_v = 蒸气密度 = 0.49lb/ft^3(7.85kg/m^3)

μ_L = 液体粘度 = 0.484lb/(ft)(h)(0.2cP)

μ_v = 蒸气粘度 = 0.036lb/(ft)(h)(0.015cP)

c = 液体比热容 = 0.44Btu/(lb)(℉)[1.84kJ/(kg)(K)]

k = 液体热导率 = 0.089 Btu/(h)(ft)(℉)[0.15W/(m)(K)]

λ = 汽化热 = 250Btu/lb(582kJ/kg)

t_1 = 进口蒸气温度 = 54℃(129.2℉)

t_2 = 出口冷凝液温度 = 40.5℃(104.9℉)

T_1 = 进口水温度 = 16.1℃(61℉)

T_2 = 出口水温度 = 40℃(104℉)

水性质如下所列：

c = 比热容 = 1.0Btu/(lb)(℉)

μ = 粘度 = 2.14lb/(ft)(h)

k = 热导率 = 0.35 Btu/(h)(ft)(℉) = [0.60W/(m)(K)]

【计算步骤】

1. 陈述全部计算方法 该换热器必须分二段进行计算：冷凝段和过冷段。实测的和计算的传热系数将进行比较。表观污垢系数可通过试差进行计算。

2. 计算水的流量 总热负荷 Q_T 为冷凝热负荷 Q_c 和过冷热负荷 Q_s 之和。现在，

$$Q_c = W_v\lambda \text{ 和 } Q_s = W_v c(t_2 - t_1)$$

于是，$Q_c = 170860 \times 250 = 42715000\text{Btu/h}$，和 $Q_s = 170860 \times 0.44 \times (54 - 40.5) \times 1.8 = 1827000\ \text{Btu/h}$。那么，$Q_T = Q_c + Q_s = 42715000 + 1827000 = 44542000\text{Btu/h}(13051000\text{W})$。然后，令 W_w 为水的质量流量

$$W_w = \frac{Q_T}{c(T_2 - T_1)} = \frac{44542000}{1.0 \times (40 - 16.1) \times 1.8} = 1035380\text{lb/h}(469638\text{kg/h})$$

3. 计算中间水温 冷凝区水的温升可计算如下，令 T_m 为中间水温：

$$T_m - T_1 = \frac{Q_c}{Q_T}(T_2 - T_1)$$

那么，$T_m = 16.1 + (42715000/44542000)(40 - 16.1) = 39.0℃(102.2℉)$

4. 计算平均温差 见例 7.21。在目前的案例中，在工艺物流侧，$t_1 = 54℃$，$t_m = 54℃$，$t_2 = 40.5℃$。在水侧，$T_1 = 16.1℃$，$T_m = 39℃$，$T_2 = 40℃$。那么，对冷凝区

$$\begin{aligned}\Delta T_{mc} &= \frac{(t_1 - T_1) - (t_m - T_m)}{\ln[(t_1 - T_1)/(t_m - T_m)]} \\ &= \frac{(54 - 16.1) - (54 - 39)}{\ln[(54 - 16.1)/(54 - 39)]} \\ &= 24.71℃(44.47℉)\end{aligned}$$

对过冷区

$$\begin{aligned}\Delta T_{ms} &= \frac{(t_m - T_m) - (t_2 - T_2)}{\ln[(t_m - T_m)/(t_2 - T_2)]} \\ &= \frac{(54 - 39) - (40.5 - 40)}{\ln[(54 - 39)/(40.5 - 40)]} \\ &= 4.26℃(7.67℉)\end{aligned}$$

5. 计算 h_o 采用例 7.20 中所述的方法。在本案例中

$$\begin{aligned}a_c &= BD_s(s - D_o)/s \\ &= (36/12)(36/12)(0.8125 - 0.625)/0.8125 \\ &= 2.0769\text{ft}^2(0.1929\text{m}^2)\end{aligned}$$

因此，$G = W_w/a_c = 1035380/2.0769 = 498520\text{lb/(h)(ft}^2)$，和 $D_oG/\mu = (0.625/12)498520/2.1 = 12364$。因此，

$$\begin{aligned}h &= \frac{0.273cG}{(c\mu/k)^{2/3}(D_oG/\mu)^{0.365}} \\ &= \frac{0.273 \times 1.0 \times 498520}{(1.0 \times 2.1/0.35)^{2/3}12364^{0.365}} \\ &= 1322.6\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)}\end{aligned}$$

对流体旁路进行校正，$h_o = hF_1F_r$；$F_1 = 0.8(B/D_s)^{1/6}$；$F_r = 1.0$。于是，$h_o = 1322.6 \times 0.8 \times (36/36)^{1/6} \times 1.0 = 1058.1\ \text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(℉)}[6009.9\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$。

6. 计算冷凝系数 采用例 7.25 中所述的方法。在本案例中，$c\mu/k = 0.44 \times 0.484/0.089 = 2.393$，和 $4\Gamma/\mu = 4[170860/(1477\pi \times 0.495/12)]/0.484 = 7377$。由图 7.17 可知，对

$c\mu/k = 2.393$ 和 $4\Gamma/\mu = 7377$，$h_o(\mu^2/\rho^2 gk^3)^{1/3} = 0.26$，所以 $h_o = 0.26(\rho^2 gk^3/\mu^2)^{1/3} = 0.26(54.3^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.089^3/0.484^2)^{1/3} = 402.5$ Btu/(h)(ft²)(°F)[2285W/(m²)(K)]。

7. 计算无因次数组 A_d 和对剪切校正的冷凝系数 由例 7.25，

$$A_d = \frac{0.250\mu_L^{1.173}\mu_v^{0.16}}{g^{2/3}D_i^2\rho_L^{0.533}\rho_v^{0.78}}$$

$$= \frac{0.250 \times 0.484^{1.173} \times 0.036^{0.16}}{(4.18 \times 10^8)^{2/3}(0.495/12)^2 \times 54.3^{0.553} \times 0.49^{0.78}}$$

$$= 1.25 \times 10^{-5}$$

从例 7.25 知，对 $A_d = 1.25 \times 10^{-5}$，$h/h_o = 1.7$。因此，$h = 1.7h_o = 1.7 \times 402.5 = 684.3$ Btu/(h)(ft²)(°F)[3887W/(m²)(K)]。

8. 计算过冷系数 在过冷区无界面剪切发生。因此，考虑降膜行为(见例 7.25 的相关计算)，$h_{sc} = 0.75\ h_o = 0.75 \times 402.5 = 301.9$Btu/(h)(ft²)(°F)[1714W/(m²)(K)]。

9. 计算通过管壁的传热系数 h_w 公式为

$$h_w = \frac{2k}{D_o - D_i} = \frac{2 \times 220}{(0.625 - 0.495)(1/12)}$$

$$= 40615\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)[230700W/(m}^2\text{)(K)]}$$

10. 计算总传热系数(清洁状况) 对冷凝区

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_c(D_i/D_o)} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_w}$$

$$= \frac{1}{684.3(0.495/0.625)} + \frac{1}{1058.1} + \frac{1}{40615}$$

因此，$U_c = 355.3$ Btu/(h)(ft²)(°F)[2018W/(m²)(K)]。对过冷区

$$\frac{1}{U_{sc}} = \frac{1}{h_{sc}(D_i/D_o)} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_w}$$

$$= \frac{1}{301.9(0.495/0.625)} + \frac{1}{1058.1} + \frac{1}{40615}$$

因此，$U_{sc} = 194.1$ Btu/(h)(ft²)(°F)[1102W/(m²)(K)]。

11. 计算所需面积 对冷凝区

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c\Delta T_{mc}} = \frac{42715000}{355.3 \times 24.71 \times 1.8}$$

$$= 2702\text{ft}^2(251.1\text{m}^2)$$

对过冷区

$$A_s = \frac{Q_s}{U_{sc}\Delta T_{ms}} = \frac{1827000}{194.1 \times 4.26 \times 1.8}$$

$$= 1228\text{ft}^2(114.0\text{m}^2)$$

那么，A_t = 总面积 $= A_c + A_s = 2702 + 1228 = 3930$ ft²(365.1m²)。

12. 计算可得到的面积 公式为 $A = n\pi D_o L = 1447\pi(0.625/12) \times 21 = 5075$ ft²(471.5m²)。

13. 计算表观污垢系数 h_s 假定污垢沿管长是均匀的。那么污垢系数的计算为一试差求解过程。作为第一近似值，假定实测传热系数 U_o 将为清洁条件的传热系数乘以计算的传热面积与可得到的传热面积的比值。于是，$U_{oc} = U_c(A_t/A) = 355.3(3930/5075) = 275.1$ Btu/

(h)(ft²)(℉)和 $U_{os} = U_s(A_t/A) = 194.1(3930/5075) = 150.3$ Btu/(h)(ft²)(℉)。现在，$1/U_{oc} = 1/U_c + 1/h_s = 1/355.3 + 1/h_s = 1/275.1$。因此，$h_s = 1219$ Btu/(h)(ft²)(℉)，和 $1/U_{os} = 1/U_s + 1/h_s = 1/194.1 + 1/h_s = 1/150.3$，所以，$h_s = 666$ Btu/(h)(ft²)(℉)。

但是，h_s 值应为常数。假定一 h_s 的新值，计算 U_{oc} 和 U_{os}，并将 A 与 A_t 进行比较。对第一次试差，假定 $h_s = 1000$ Btu/(h)(ft²)(℉)。那么 $1/U_{or} = 1/355.3 + 1/1000$，和 $U_{oc} = 262.2$，以及 $1/U_{os}$[1] $= 1/194.1 + 1/1000$，和 $U_{os} = 162.5$。因此，$A_c = 42715000/(262.2 \times 24.71 \times 1.8) = 3663$ ft²，As = $1827000/(162.5 \times 4.26 \times 1.8) = 1466$ ft²，和因此，$A_t = 3663 + 1466 = 5129$ ft²。

现在 A_t 值大于 A。因此，h_s 必须大于 1000。重复上述计算过程导致满足参数的 h_s 值：$h_s = 1050$ Btu/(h)(ft²)(℉)。于是，实测的污垢传热系数为 1050 Btu/(h)(ft²)(℉) [5690 W/(m²)(K)]。

7.43 换热器网络化

对流程图如图 7.18 所示的低温精馏过程，计算最小热公用工程需要量和热量回收挟点的位置。假定最小可接受温差 ΔT_{min} 为 5℃。通过七个换热器的过程物流的规定如表 7.8 前五列所示，物流的质量流率以焓(ΔH)值表示。

【计算步骤】

1. 对每股物流，计算热容流率 对给定物流，热容流率 CP 定义为 ΔH 除以供给温度和目标温度之差的绝对值。例如，对塔 1 进料，物流 1，$CP = 0.8/(20 - 0) = 0.04$。七股物流的热容流率列于表 7.8 的最后一列。

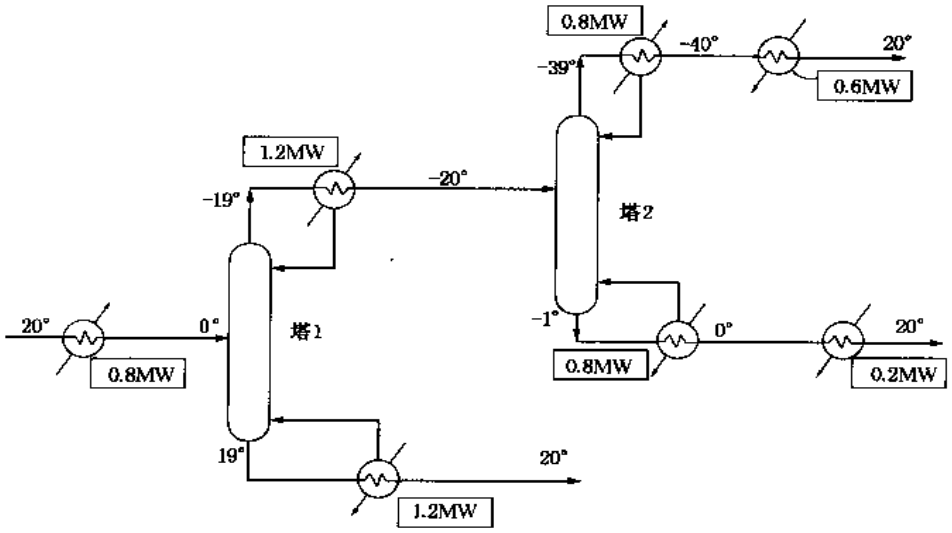


图 7.18 低温精馏过程

2. 对每股物流，修改供给和目标温度以保证满足最小温差要求 这一步骤由将每股热物流的供给和目标温度降低 $\Delta T_{min}/2$ 和每股冷物流的供给和目标温度升高 $\Delta T_{min}/2$ 组成。例

[1] 原文误排为 $1/U_{oc}$，译者注。

如，对物流 1(热物流)供给温度由 20℃降为 17.5℃，而目标温度由 0℃降为 -2.5℃。改变后的七股物流温度列于表 7.9。

表 7.8 低温精馏过程物流数据

物 流	类 型	供给温度 T_S/℃	目标温度 T_T/℃	ΔH/MW	热容流率 CP/(MW/℃)
1. 塔 1 进料	热	-20	0	0.8	0.04
2. 塔 1 冷凝器	热	-19	-20	1.2	1.2
3. 塔 2 冷凝器	热	-39	-40	0.8	0.8
4. 塔 1 再沸器	冷	19	20	1.2	1.2
5. 塔 2 再沸器	冷	-1	0	0.8	0.8
6. 塔 2 塔底出料	冷	0	20	0.2	0.01
7. 塔 2 塔顶出料	冷	-40	20	0.6	0.01

表 7.9 对表 7.8 中的数据改变后的温度

物 流	类 型	T_S	T_T	T_S^*	T_T^*
1	热	-20	0	17.5	-2.5
2	热	-19	-20	-21.5	-22.5
3	热	-39	-40	-41.5	-42.5
4	冷	19	20	21.5	22.5
5	冷	-1	0	1.5	2.5
6	冷	0	20	2.5	22.5
7	冷	-40	20	-37.5	22.5

3. 完成改变后温度的各区间内的热量衡算 为表示温度区间，取全部 14 个改变后的供给温度和目标温度(七股物流每股二个)并按渐降次序排列(注意有几个温度如 22.5℃出现一次以上)。所得的排列为图 7.19 中的第一列。对排列中的每一温度向左画一水平线。这些线之间的区域为温度区间，其数值列于图 7.19 中的第三列。例如，21.5℃和 17.5℃间的区域表示温度区间(21.5 - 17.5)，即 4℃。

然后，由改变供给温度开始画向下(对被冷却的热物流)或向上(对被加热的冷物流)延伸直到改变目标温度的垂直线表示七股物流中的每一股。例如，对物流 1，直线由 17.5℃开始，向下延伸到 -2.5℃。用其 CP 值(例如，对物流 1，$CP = 0.04$)标记每条直线。得到的 7 条垂直线列于图 7.19 中的称为“物流人口”的第二列。

对 10 个温度区间中的每一个，对落在该区间内的要被加热的冷物流的热容流量进行加和，然后减去落在该区间内的要被冷却的每个热物流的热容流量。得到的代数和为图 7.19 中的第四列。例如，在 17.5℃和 2.5℃之间的区间内有三股物流，即要被冷却的 $CP = 0.04$ 的物流 1；要被加热的 $CP = 0.01$ 的物流 6；和要被加热的 $CP = 0.01$ 的物流 7。得到的代数和为(0.01 + 0.01 - 0.04)，即 -0.02。

最后，将第三列中的每一温差乘以对应的第四列中的热容流量的代数和。所得结果为该区间的以 MW 为单位表示的热量衡算，即焓的变化 ΔH。具有负 ΔH 的区间，例如 17.5℃和 2.5℃之间的区间被标记为过剩；具有正 ΔH 的区间被标记为不足。结果为图 7.19 中的第五列和第六列。

4. 温标由高到低将过剩与不足逐个区间串连起来，并注意得到的最大净不足 此数值为最小的热公用工程需要量。将 ΔH 值安排如图 7.20a，温度取自图 7.19 第一列。由上往下

对每一温度计算在此温度以上的 ΔH 的累计值。如果累计值为过剩取正号，如果累计值为不足取负号。

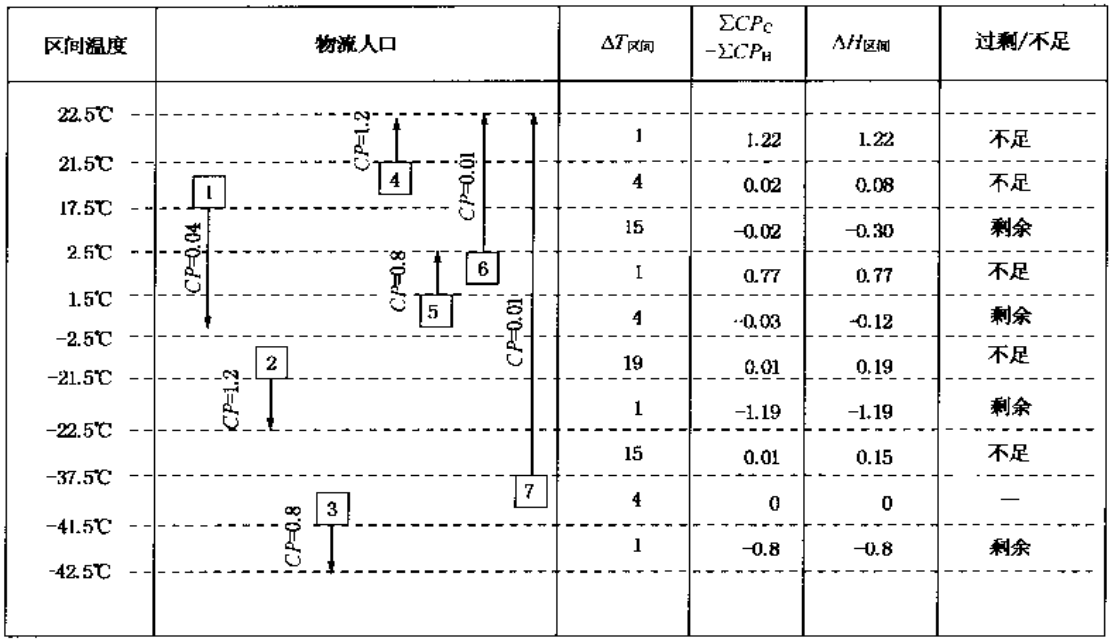


图 7.19　例 7.43 的温度区间热量衡算

例如：向下运算至 17.5℃，我们将二个连续的不足 1.22 和 0.08MW 相加，所以 17.5℃线上的累计值为 -1.30MW；但是再往下计算一步到 2.5℃，我们获得 0.30MW 的过剩，所以 2.5℃线上的累计值为 -1.00MW。

继续完成此任务，我们注意到最大的净不足为 -21.5℃线上的 1.84MW。于是，最小的热公用工程需要量为 1.84MW。

为证实上述结果，由级联顶端的假设的 1.84MW 的输入开始重复向下串连各区间，如图 7.20b 所示。注意所得结果不存在不足。

5. 寻找热回收挟点　挟点出现在加上最小的热量公用工程后 ΔH 的累计值为零处。在本案例中，它出现在 -21.5℃处。假定流程中的各换热器被构成适当的网络，并记住温度经步骤 2 改变后，在 -21.5℃处出现挟点，我们注意到在挟点处被冷却的热物流的温度为 $(-21.5+\Delta T_{min}/2)$，或 $(-21.5+2.5)$，即 -19℃，而被加热的冷物流的温度为 $(-21.5-\Delta T_{min}/2)$，即 -24℃。

相关计算　换热器网络问题也可改用更熟悉的组合图法求解，在该图中焓为横轴、温度为纵轴，各冷物流被结合成组合冷物流，各热物流被结合成组合热物流。但本例所用的表格算法计算更方便。

至于热能的有效利用，网络化和挟点技术原理可推广到超出换热器和冷凝器而包含装置中涉及热量产生和传递的其它操作，如反应器和热泵。除此之外，网络化和挟点技术原理还和装置中的其它能源，如水和氢的最优利用有关。

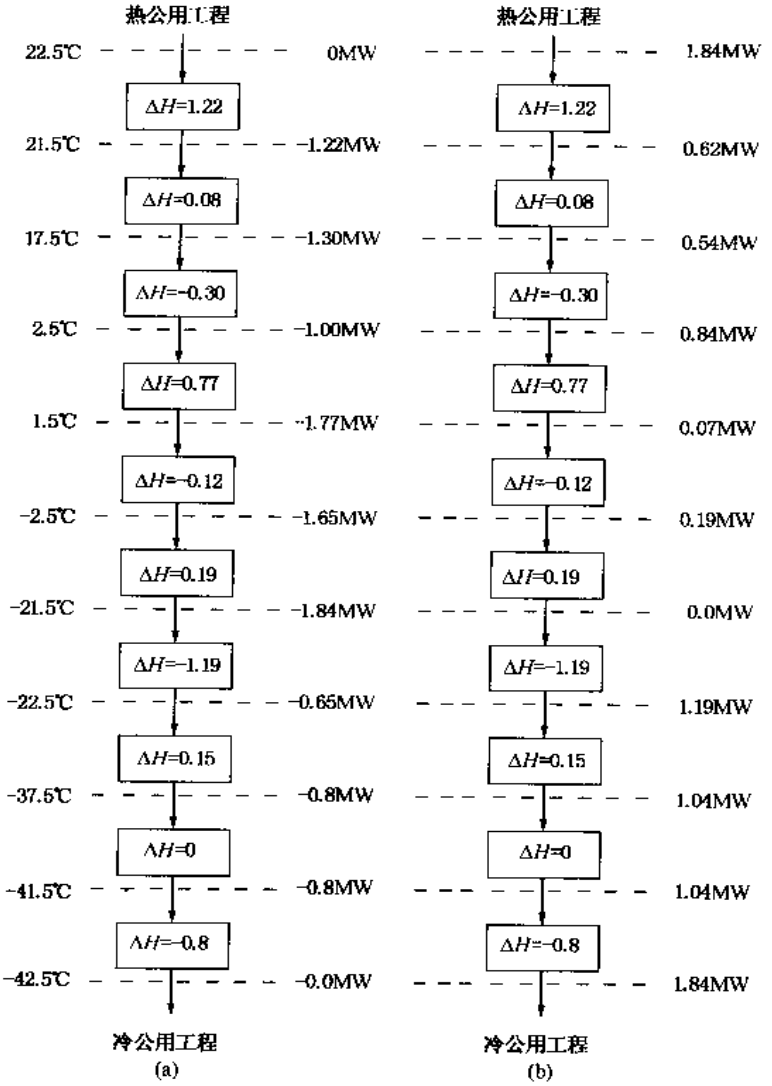


图 7.20 例 7.43 的问题表格级联

参 考 文 献

1 McAdams-*Heat Transmission*, 3d ed., McGraw-Hill

2 Krieth-*Principles of Heat Transfer*, 3d ed., Intext Educational Publishers

3 Kern-*Process Heat Transfer*, McGraw-Hill

4 Holman-*Heat Transfer*, 2d ed., McGraw-Hill

5 Collier-*Convective Boiling and Condensation*, McGraw-Hill

6 Rohsenow and Hartnett(eds.)-*Handbook of Heat Transfer*, McGraw-Hill

7 Chapman-*Heat Transfer*, 3d ed., McGraw-Hill

8 Oppenheim-"Radiation Analysis by the network Method;" in Hartnett et al.-*Recent Advances In Heat and Mass Transfer*, McGraw-Hill

9 Siegel and Howell-*Thermal Radiation Heat Transfer*, NASA SP-164 vols. Ⅰ, Ⅱ, and Ⅲ, Lewis Research Center, 1968, 1969, and 1970. Office of Technolgy Utilization

10 Butterworth-*Introduction to Heat Transfer*, Oxford University Press
11 *Standards of Tubular Exchangers Manufacturers Association*, 6th ed., Tubular Exchangers Manufacturers Association
12 Blevins-*Flow-Induced Vibration*, Van Nostrand-Reinhold
13 Daniels-*Terrestrial Environment (Climatic) Criteria Guidelines for Use in Aerospace Vehicle Development*, 1973 Revision. NASA TMS-64757, NASA/MSFC
14 *The American Ephemeris and Nautical Almanac*, U.S.Government Printing Ofiice
15 Bell-*University of Delaware Experimental Station Bulletin* 5, also *Petro/Chem Engineer* October 1960, p. C-26
16 Grant and Chisholm-ASME paper 77-WA/HT-22
17 Butterworth-ASME paper 77-WA/HT-24
18 Dukler-*Chemical Engineering Progress Symposium Series* No. 30, vol. 56, 1, 1960
19 Akers and Rosson-*Chemical Engineering Progress Symposium Series* "*Heat Transfrer-storrs* "vol. 56, 3, 1960
20 Caglayan and Buthod-*Oil Gas J.*, Sept.6, 1976, p. 91
21 Bergles-*Sixth International Heat Transfer Conference*, *Toronto*, 1978, vol. 6, p.89
22 Briggs and Young-*Chemical Engineering Progress Symposium Series*, vol. 59, no. 41, pp. 1~10
23 Fair-*Petroleum Refiner*, February 1960, p.105
24 Gilmour-*Chem. Engineer.*, October 1952, p.144; March 1953, p. 226; April 1953, P. 214; October 1953, p. 203; February 1954, p. 190; March 1954, P. 209; August 1954, p.199
25 Lord, Minton, and Slusser-*Chem. Engineer.*, Jan. 26, 1970, p.96
26 Minton-*Chem. Engineer.*, May 4, 1970, p. 103
27 Minton-*Chem. Engineer.*, May 18, 1970, p. 145
28 Lord, Minton, mld Slusser-*Chem. Engineer.*, March 23, 1970, p. 127
29 Lord, Minton, and Slusser-*Chem. Engineer.*, June 1. 1970. p.153
30 Michiyoshi-*Sixth International Heat Transfer Conference*, *Toronto*, 1978, vol. 6, p. 219
31 Wallis-*One-Dimensional Two-Phase Flow*, McGraw-Hill
32 Gottzmann, O'Neill, and Minton-*Chem. Engineer.*, July 1973, p. 69
33 Smith, *Chemical Process Design*, McGraw-Hill, 1995

第8章 精 馏●

Otto Frank
顾问(退休)
空气产品和化学品公司
阿灵顿，宾夕法尼亚

8.1 平衡级的计算

采用(1)McCabe – Thiele *xy* 图和(2)Fenske – Underwood – Gilliland(FUG)法设计分离苯、甲苯和二甲苯的精馏塔。相互比较二者的结果。假定系统为理想系统。

进料由 60mol/h 苯、30mol/h 甲苯和 10mol/h 二甲苯组成。塔顶完全不含二甲苯，甲苯浓度必须不大于 0.2%。塔底苯浓度应为最小；但是，由于认识到只有塔的一端能严格控制(在本案例中，塔顶被严格控制)，规定为 2% 的浓度。进料温度为 40℃(104°F)；回流不是过冷的。塔在常压下操作，平均内部背压为 850mmHg(113.343 kPa 或 1.13bar)。

【计算步骤】

1. 对问题进行评估确保采用手算是适当的 多组分、非理想混合物的分离很难采用手算，主要采用适当的计算机程序进行计算。但是，在某些条件下，手算可能是合理的，而且设计者采用适当的简捷算法将是必需的。这可能指下列情况：(1)进行初步的费用估算，(2)进行操作变量的参数评价，(3)处理纯度要求不高的分离的情况，(4)处理热力学上为理想或接近理想的系统。有关理想性的准则见表 8.1。

表 8.1 气 – 液混合物平衡性质的经验规则

理想性渐降	异构体混合物通常形成理想溶液。
	沸点接近的脂肪烃混合物在 10atm 以下接近理想溶液。
	相对分子质量和结构接近的化合物的混合物与理想溶液往往不会有大的偏离(例如，环状化合物、不饱和化合物、环烷烃等)。
	简单脂肪族与芳香族化合物的混合物与理想性有中等程度的偏离。
	存在于较重组分混合物中的"惰性组分"，如 CO_2、H_2S、H_2、N_2 等往往表现出对其它组分的非理想性。
	极性和非极性化合物的混合物总表现出强非理想性。(含氧、氯、氟、氮的分子中预期将有极性，在这些分子中上述原子与氢形成的键中的电子不是平等共享的)。
	共沸物和出现相分裂时总存在极强的非理想性，在进行详尽的精馏研究前总应确证它们的存在。

来源：Otto frank，"Shortcut for Distillation Design，" *Chemical Engineering*，March 14，1977.

在目前的案例中，手算和简捷算法是合适的，因为苯 – 甲苯 – 二甲苯系统接近理想系统。

2. 建立各组分间的平衡关系 平衡数据以蒸气压为依据。因此，本步骤由标绘苯、甲

● 例 8.1、8.3、8.4 和 8.7 结尾标记为"相关计算"下的部分为手册编者编纂和增补。

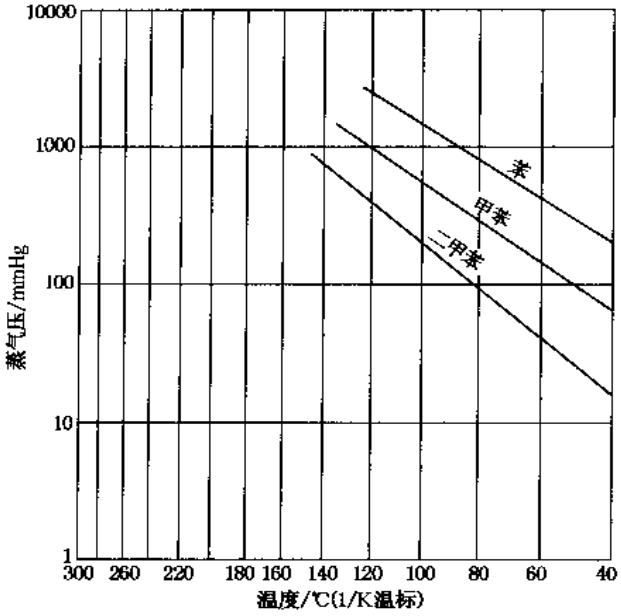


图 8.1 苯、甲苯和二甲苯的蒸气压(例 8.1)
(注：1mmHg = 0.133kPa)

苯、二甲苯的蒸气压 – 温度曲线组成。蒸气压可采用第 1 章中讨论过的各种方法确定，或从文献中查取。不论用哪种方法，结果均如图 8.1 所示。

3. 将三元系转化为虚拟二元系 这一步骤将大大减少计算的复杂性，虽然在精度方面将付出一定代价(根据有限数据，粗略估计精度损失为 10%，即误差为 10%)。苯是塔底物流中沸点最低的组分，所以被称为“轻关键组分”，并作为二元系中的一个组分。甲苯是塔顶物流二组分中沸点较高的，所以被称为“重关键组分”，并作为二元系中的另一个组分。

因为进料物流中含 60mol/h 苯和 30mol/h 甲苯，所以虚拟二元进料的摩尔分数组成是 100% × [60/(30 + 60)]，即 66.7% 苯和 100% × [30/(30 + 60)] = 33.3% 甲苯。

塔顶组成规定为 99.8% 苯和 0.2% 甲苯。通过物料衡算计算，求得塔底组成为 2.6% 苯和 97.4% 甲苯。

4. 以 *xy* 图为基础，采用 *McCabe – Thiele* 塔设计法

a. 画出平衡线或 *xy* 线。这可用例 3.12 所述的方法完成。结果如图 8.2 上方的曲线所示(包括完整的图和以放大形式描绘的精馏段部分)。该曲线表示苯 – 甲苯二元系中与给定液相组成 x 平衡的气相组成 y。

标绘该曲线的另一种方法是利用方程

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

式中 α 为苯对甲苯的相对挥发度(见第 3 章)。相对挥发度可能随沿塔不同点的温度面变；如果塔顶和塔底相对挥发度之差在 15% 以内，可用一平均值建立平衡线。目前的例子满足此判据，平均相对挥发度为 2.58。

b. 计算进料泡点。这可采用第三章讲述的方法完成。在本案例中，气、液二相均认为是理想的，气液平衡常数 K_i 等于 i 组分的蒸气压除以系统压力。求得泡点为 94℃。在 40℃ 下，进料过冷 54℃。

c. 计算 q 线斜率，以补偿不在泡点进料(40℃ 对 94℃)。进料热状态由 q 线斜率考虑，此处

$$q = \frac{\text{将 1mol 进料转化为饱和蒸气所需的热量}}{\text{摩尔汽化热}}$$

将苯的温度提高到泡点并使它汽化的焓为需要的显热 + 汽化潜热，或(94 – 40℃)[32.8cal/(mol)(℃)] + 7566cal/mol = 9337cal/mol。将甲苯的温度提高到泡点并使它汽化的焓

为或(94 – 40℃)[40.5cal/(mol)(℃)] + 7912cal/mol = 10100cal/mol。

那么

$$q = \frac{(0.667\text{mol 苯})9337 + (0.333\text{mol 甲苯})10100}{(0.667\text{mol 苯})7566 + (0.333\text{mol 甲苯})7912}$$

$$= 1.25$$

并利用 q 线的定义，其斜率为 $q/(q-1)$，或 $1.25/0.25 = 5$。

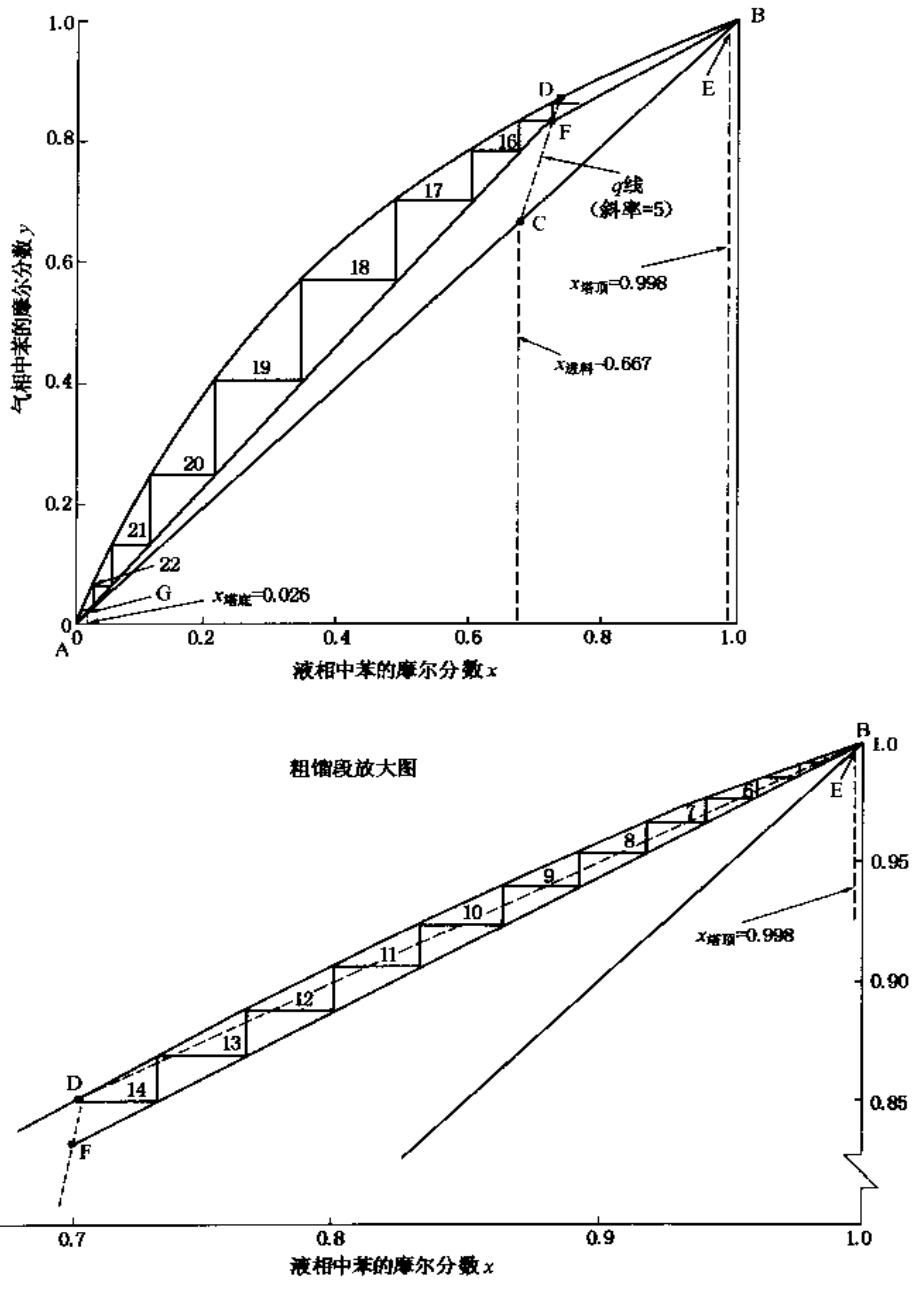


图 8.2 McCabe – Thiele 塔设计方法的应用(例 8.1)

d. 在 xy 图上标绘 q 线。此线也称为"进料线"，具有前一步骤计算的斜率，而且它通过 xy 图的对角线上横坐标对应于进料组成 x_F 的点。在图 8.2 中对角线为 AB 线，而 q 线为 CD 线。下一步骤计算的操作线和 q 线相互相交。

e. 构成操作线。有二条操作线，一条是塔的精馏段操作线(上部)，另一条是塔的提馏段操作线(下部)，进料板为二线的分界点。上操作线与对角线交于其横坐标对应于塔顶产物组成的点(图 8.2 中为点 E)；下操作线与对角线交于其横坐标对应于塔底产物组成的点。各操作线的斜率为特定塔段内(下降的)液相流量与(上升的)气相流量之比，或 L/V。如前所述，二操作线与 q 线相交。

比值 L/V 取决于塔的回流量。在最小回流量时，二操作线与 q 线相交于 q 线和 xy 线的交点(图 8.2 中的 D 点)。

在本例中，作操作线所用的方法以实际上通常适用的最小回流量和实际采用的回流量间的关系为依据。首先，画出对应于最小回流比的精馏段操作线。如前所注意到的，该线由 D 点和 E 点确定。接着在图上测量其斜率 $(L/V)_{min}$。求得斜率为 0.5。

对水或空气冷却的塔，实际回流比 R_{actual} 通常为最小回流比 R_{min} 的 1.1 ~ 1.3 倍。R_{actual} 和 R_{min} 间的最优关系可由比较能量费用(随回流比增加而增加)和塔板费用(随回流比增加而减小)的经济分析确定。对本例假定 $R_{actual}/R_{min} = 1.2$。

在塔的精馏段，下降的液体组成回流。所以，$R = L/(V - L)$。经代数运算，$1/R = (V - L)/L = V/L - 1$。因为在本例中 $(L/V)_{min} = 0.5$，$1/R_{min} = 1/0.5 - 1 = 1$。因此，$R_{min} = 1$，而 $R_{actual} = 1.2R_{min} = 1.2 \times 1 = 1.2$。因此，$1/1.2 = V/L - 1$，所以 $V/L = 1.83$，精馏段实际操作线的斜率 L/V 为 0.55。可通过 E 点作一条斜率为 0.55 的直线得此操作线。图 8.2 中此线与 q 线相交于 F 点。最后，画一条连接 F 点和对角线上对应于塔底组成的 G 点的直线即可作出提馏段操作线。那么，对实际塔二操作线为 EF 和 FG。

f. 自上而下画阶梯确定理论板的实际数目。通过 E 点画一水平线与 xy 曲线相交。通过交点画一垂直线与操作线 EF 相交。通过后一个交点画一水平线与 xy 曲线相交。继续此过程直至水平线延伸到 G 点的左边(当然水平线越过 q 线以后的阶梯垂直线将与操作线 FG 而非 EF 相交)。计算水平线的数目；获得此数为 22.2(考虑最后的水平线长度较短)。这即为该塔所需的理论级数。通过或在 q 线以上的级数，在本例中为 14 是精馏段，即进料板以上的级数。

g. 考虑 McCabe – Thiele 法的优点和缺点。本例既说明了优点，也说明了缺点。就正面而言，很容易改变操作线的斜率，于是改变了回流比，由进料质量和进料位置变化引起的改变能直观地判断，塔顶和塔底浓度对平衡级数的影响可通过将操作线移至新的起点方便的确定。就负面而言，本例说明了 xy 图能被合理应用的局限：当级数超过 25 时，级构成的精度将急剧下降。当相对挥发度很小，或纯度要求很高，或回流比非常小时，往往会出现这种情况。

5. 作为 McCabe – Thiele 法的替代，采用 Fenske – Underwood – Gilliland 关联设计塔

a. 计算所需的最小级数(隐含全回流)。应用 Fenske 关联式

$$N_{min} = \frac{\lg[(x_{LK}/x_{HK})_D(x_{HK}/x_{LK})_B]}{\lg\alpha}$$

式中 N_{min}为最小级数，x 为摩尔分数、摩尔分数或实际的摩尔数，α 为轻关键组分(苯)对重关键组分(甲苯)的相对挥发度，而下标 LK、HK、D 和 B 分别指轻关键、重关键、塔顶(或馏出)产物和塔底产物。在本例中，α 为 2.58，所以

$$N_{min} = \frac{\lg[(99.8/0.2)(97.4/2.6)]}{\lg 2.58} = 10.4 \text{ 级}$$

b. 估计进料板。再一次利用 Fenske 关联式，但此次用有关进料状况的比值，即$(x_{HK}/x_{LK})_F$代替分子中有关底部状况的比值。于是，

$$N_{min} = \frac{\lg[(99.8/0.2)(33.3/66.7)]}{\lg 2.58} = 5.8 \text{ 级}$$

因此，进料级与总级数的比率为 5.8/10.4 = 0.56，所以总级数的 56% 应位于进料点上方。

c. 计算规定分离所需的最小回流比。利用 Underwood 关联式：$(L/D)_{min} + 1 = \sum[\alpha x_D/(\alpha - \theta)]$和 $1 - q = \sum[\alpha x_F/(\alpha - \theta)]$。此二式中累加分别对馏出液和进料中的每一组分进行(于是，该体系不按虚拟的二元体系处理)。每一相对挥发度均对重关键组分(甲苯)而言，而$(L/D)_{min}$为最小回流比，x 为摩尔分数，q 为 1mol 进料转化为饱和蒸气所需的热量除以摩尔汽化热，而称 θ 为“Underwood 常数”。如步骤 4c 中所求得 $q = 1.25$。相对挥发度，如步骤 4a 中所讨论的，为 $\alpha_{苯-甲苯} = 2.58$，$\alpha_{甲苯-甲苯} = 1.00$，和 $\alpha_{二甲苯-甲苯} = 0.36$。

计算步骤如下：利用前二个方程中的第二个方程用试差法估计 θ 值；然后将此值用于第一个方程计算$(L/D)_{min}$。

于是，首先必须假设下列方程中的 θ 值

$$1 - q = \frac{\alpha_{B-T}x_B}{\alpha_{B-T} - \theta} + \frac{\alpha_{T-T}x_T}{\alpha_{T-T} - \theta} + \frac{\alpha_{X-T}x_X}{\alpha_{X-T} - \theta}$$

式中摩尔分数指进料，而 B、T 和 X 分别指苯、甲苯和二甲苯。试差表明 θ 值为 1.22；换言之，$2.58 \times 0.60/(2.58 - 1.22) + 1 \times 0.30/(1 - 1.22) + 0.36 \times 0.1/(0.36 - 1.22) = -0.26$，此值与(1 - 1.25)已足够接近。

现将 $\theta = 1.22$ 代入

$$(L/D)_{min} + 1 = \frac{\alpha_{B-T}x_B}{\alpha_{B-T} - \theta} + \frac{\alpha_{T-T}x_T}{\alpha_{T-T} - \theta}$$

式中摩尔分数为塔顶产物的(因为塔顶产物中不含二甲苯，所以无与二甲苯相关的项)。于是

$$(L/D)_{min} + 1 = \frac{2.58 \times 0.998}{2.58 - 1.22} + \frac{1 \times 0.002}{1 - 1.22}$$

$$= 0.88$$

注意：因为$(L/D)_{min} = R_{min}$和 $1/R = V/L - 1$，所以$(L/D)_{min}$为 0.88 对应于$(L/V)_{min}$为 0.47，与之相比，前面 McCabe - Thiele 法的步骤 4e 中求得的该值为 0.55。

采用 Van Winkle 和 Todd 提出的图(图 8.3)可直接解得 θ，图中横坐标以虚拟二元系统为基准。严格说来，此图仅适用于处于泡点的液体，但在本案例中，$(x_{LK}/x_{HK})_F = (x_B/x_T)_F =$

66.7/33.3 = 2，对 α 为 2.58，此图表明 $\theta = 1.26$。然后，由 Underwood 方程，$(L/D)_{min} = 0.94$ 和 $(L/V)_{min} = 0.48$，所以对典型的进料状态(只有有限的过冷或闪蒸)，由此图引入的简化是可以接受的。

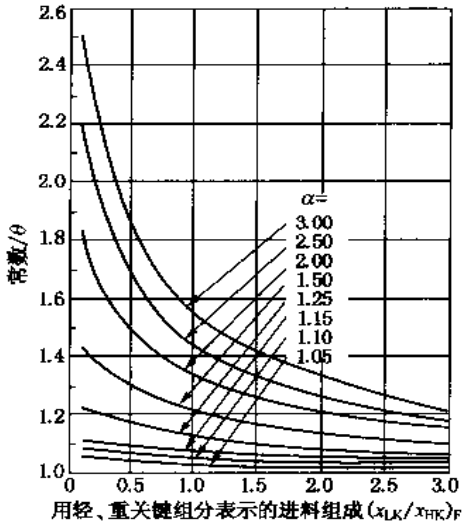


图 8.3 作为进料组成和相对挥发度函数的 underwood 常数

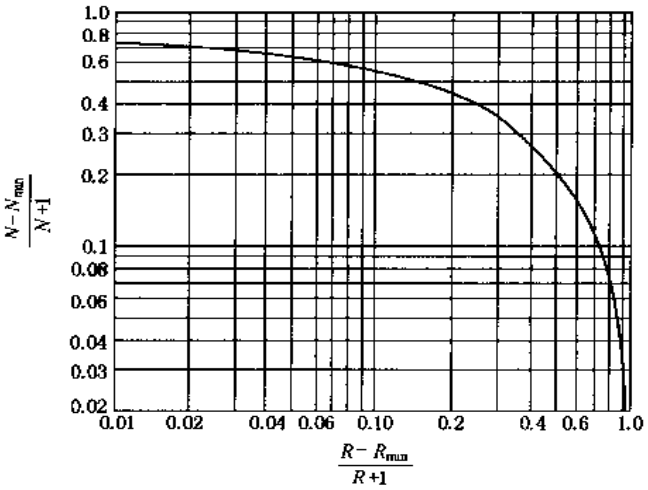


图 8.4 关联级数与回流比的 Gilliland 关联(取自 *Chemical Engineering*, *McGraw - Hill*, 1977)

d. 利用 Gilliland 关联式估计理论级的实际数目。本步骤利用图 8.4。由步骤 5c，$(L/D)_{min}$或 R_{min}为 0.88。假定(如 McCabe-Thiele 法的步骤 4e)实际回流比为 R_{min}的 1.2 倍。那么，$R = 1.2 \times 0.88 = 1.06$，和图 8.4 中横坐标 $(R - R_{min})/(R + 1) = (1.06 - 0.88)/(1.06 + 1) = 0.087$。由图得 $(N - N_{min})/(N + 1) = 0.57$，式中 N 为实际级数，N_{min}为最小级数。由步骤 5a，$N_{min} = 10.4$。那么，$(N - 10.4)/(N + 1) = 0.57$，所以 $N = 25.5$ 理论级。(注意：如果采用根据图解的 Underwood 常数得到的 R_{min}为 0.94，得到的理论级数为几乎相同的 24.9。)

e. 评价 Fenske - Underwood - Gilliland 法的用途。通过简单地将 Fenske 关联式得到的 N_{min} 加倍可获得 N 的适当估计值。Underwood 关联式可处理多组分系统，至于 McCabe - Thiele 法的 xy 图限于处理二元(或虚拟二元)系统。但是，如果有一组分的蒸气压在轻、重关键组分之间，那么 Underwood 计算法将比上述的方法复杂。

6. 比较 McCabe - Thiele 法和 Fenske - Underwood - Gilliland 法的结果 本例求得的结果摘要比较如下

方 法	结 果		
	回流比	理论级数	最优进料级
McCabe - Thiele	1.2	22.2	14
Fenske - Underwood - Gilliland：采用计算的 θ	1.06	25.5	14
采用图解的 θ	1.13	24.9	14
采用列线图	—	22	—
采用近似值，$2N_{min}$	—	20.8	12

相关计算 能够获得 xy 图的顶部和底部放大的专用 McCabe – Thiele 图纸。这使向下画阶梯更容易也更精确。但这并不能在实质上改善这种方法的精确度。

基本 McCabe – Thiele 法的各种变种，例如结合塔板效率、不恒定的摩尔流量、侧线出料和分凝器在标准教科书中常有述及。这些修正通常不能证明是完全合理的；现代计算机程序能比任何手工作图解法快速得多并更精确地计算复杂的塔安排和非理想系统。

完整的 Fenske – Underwood – Gilliland 法列线图已被导出，它能大为减少所需的计算工作量而不会过分损失精确度。这种图以图 8.5 为基础，图中横坐标上的下标 D 和 B 分别指塔顶和塔底产物流，而其它符号与步骤 5 相同。求得相关的横坐标；在本案例中，(99.8/0.2)(97.4/2.6) = 18700。作一垂直线，令其与代表实际回流比与最小回流比假定比值(在本例中为 1.2)的正斜率线相交。通过交点画一水平线与此图的右边边界相交。最后，作一通过后一交点和在表示相对挥发度的负斜率线上的相关 α_{LK-HK} 点(在本例中为 2.58)的直线，并将此直线延长至与图的左边边界相交。该交点代表理论级的数目(在本例中为 22)。

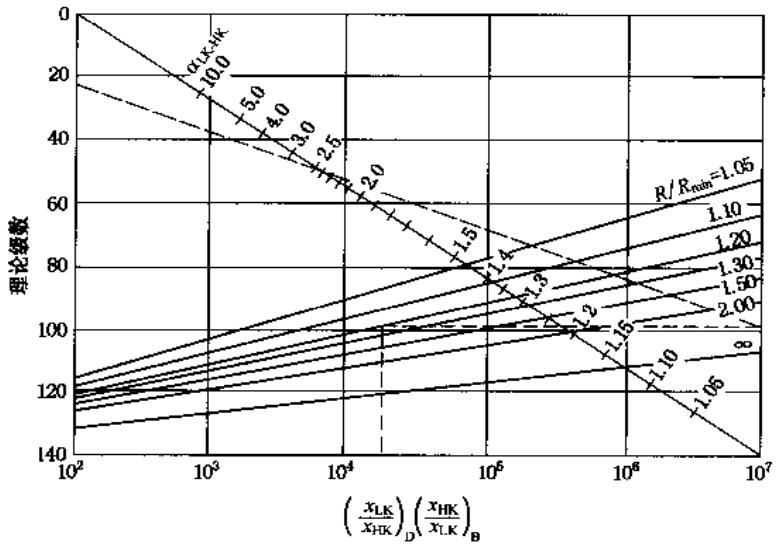
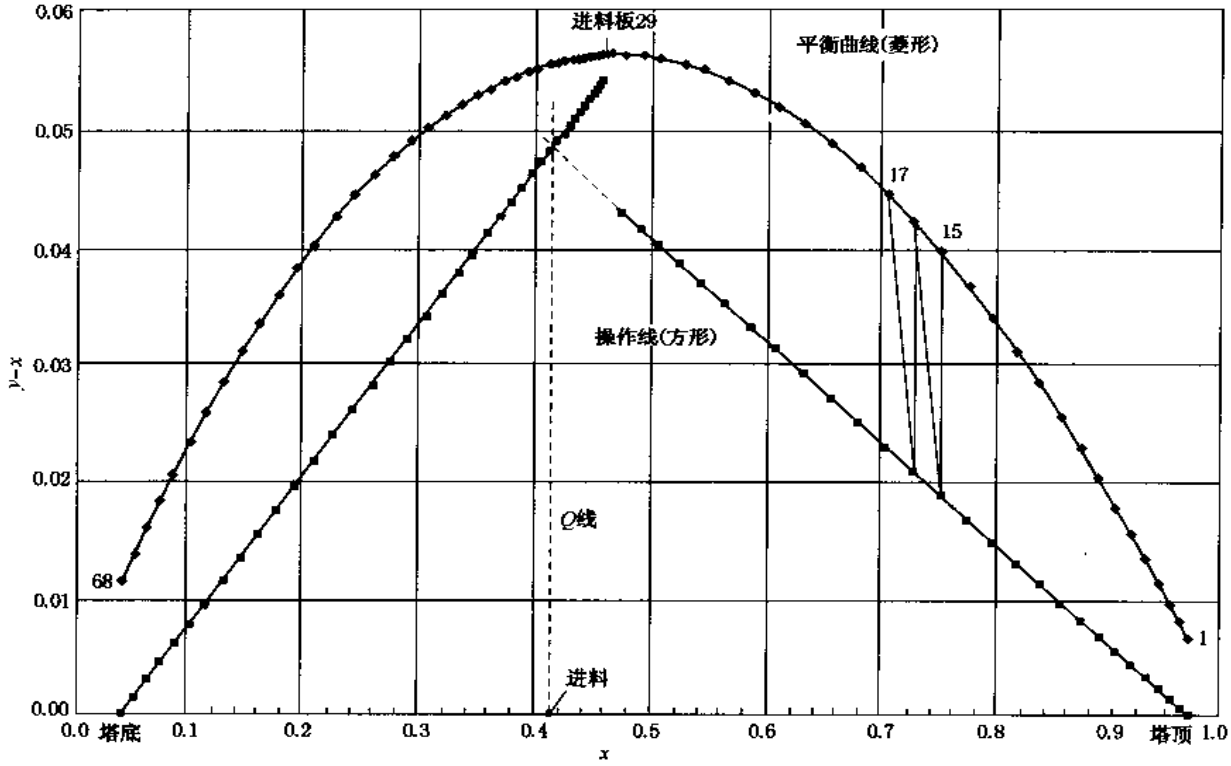


图 8.5 Fenske – Underwood – Gilliland 法的图解表示
(取自 *Chemical Engineering*, *McGraw – Hill*, 1977.)

最近，文献中提出了一种不同的 McCabe – Thiele 图解法：在纵坐标上不是标绘气相摩尔分数 y，而是标绘气相和液相摩尔分数之差($y - x$)。横坐标依然为液相摩尔分数 x。一个案例演示在图中。● 据称这种变换特别适用于相对挥发度小于 1.25 的情况；当在常规的 McCabe – Thiele 图上标绘这类情况时，级平衡数据和操作线数据非常接近对角线，这将使图的应用变得复杂。用($y - x$)代替 y 进行标绘，因为对角线与横坐标重合，将使常规方法很靠近的对角线区域扩展到整个标绘高度。

● 来源：Ryan, J., Reploting McCabe – Thiele Diagram, *Chemical Engineering*, May 2001, pp.109 ~ 113. 经允许。



8.2 精馏塔板选择和设计

设计将二氯苯(DCB)与高沸点反应产物分离的精馏塔的塔板。包括筛板和浮阀板的设计，并讨论每种塔板的应用。产物为热敏性，所以塔釜压力应保持在100mmHg(3.9 inHg或0.13bar)左右。分离需20块实际塔板。

该塔精馏段的条件如下：

气相流率 = 69000lb/h(31300kg/h)

液相流率 = 20100lb/h(9120kg/h)

液体粘度 = 0.35cP(3.5×10^{-4}Pa·s)

液体密度 = 76.7lb/ft^3(1230kg/m^3)

DCB液体表面张力 = 16.5dyn/cm(1.65×10^{-4}N/cm)

温度(精馏段平均值) = 200℉(366K)

压力(精馏段平均值) = 50mmHg(6.67kPa)

DCB相对分子质量 = 147

注：气流压降假定为每块塔板3mmHg(0.4kPa)；因此，当给定塔釜压力不大于100mmHg(13.3kPa)时，塔顶压力设定为40mmHg(5.3kPa)。

【计算步骤】

1. 设定塔板间距 选定塔板间距以减小雾沫夹带。在负压塔内，因为气相速度高和过度的液体夹带会急剧降低塔板效率，需要大板间距。塔径(影响汽相速度)和板间距(影响分

离高度)间的互换往往是可能的。

塔板间的距离通常为 12 ~ 30in(0.305 ~ 0.762m)。12 ~ 15in(0.305 ~ 0.381m)的较小的板间距通常对中压或高压塔比较适合。常压塔往往选用 18in(0.457m)的板间距。高真空系统可能需要 24 ~ 30in(0.61 ~ 0.762m)的板间距。在高压系统中有时还会发现低到 9in(0.229m)的板间距。如果认为是合理的，大于 30in 的板间距偶有所见。作为所考虑塔的出发点，选用板间距为 24in(0.61m)。

2. 估计塔径 在高压塔中，液体流率是计算塔径的主要设计考虑。但是，在中压和低压(-般说来，低于 150psig 或 10.34bar)中，如本案例塔的情况，由气相流率决定塔径。

在真空塔中，计算更以气相密度最低而气相速度最高的塔顶条件为依据。对单程或双程塔板，此处采用的 F 因子法相当令人满意；它具有 ±15%以内的精度。F 因子 F_c 定义为：

$$F_c = v\rho_v^{1/2}$$

式中 v 是表观气相速度(ft/s)，ρ_v 是气相密度(lb/ft^3)。在计算过程中，首先由图 8.6 确定一适当的 F_c 值，该图将 F_c 视为塔压(在本例中为 0.97psia)和板间距(在本例中由步骤 1 知，为 24in)的函数。该图表明 F_c 为 1.6。(注意：如果 24in 板间距曲线的直线部分延长到压力低于 15 psia，F_c 值将为约 1.87。较小的数值 1.6 考虑了低压下由于夹带造成的效率损失。)

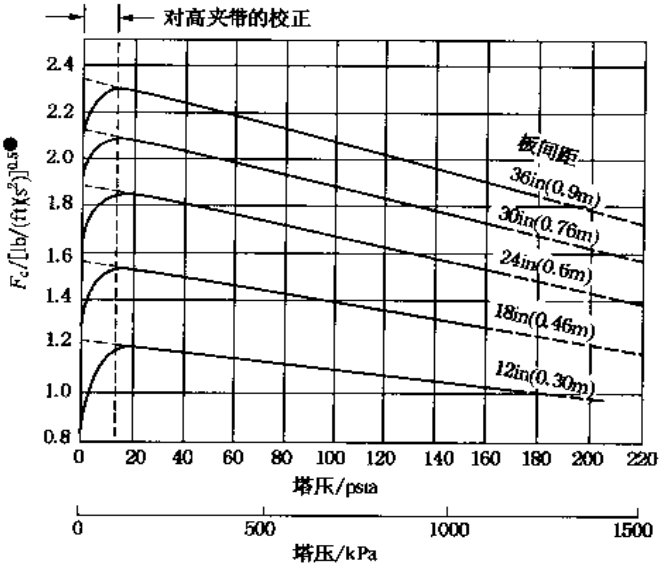


图 8.6 作为塔压和板间距函数的 F 因子

接着，利用如下关系式，F_c 值被用于计算所需的气相流动自由面积

$$A_F = \frac{W}{F_c\rho_v^{1/2}}$$

式中 A_F 为自由面积(ft^2)，W 为气相质量流率(lb/s)。(注意：这仅为前述 F_c 定义的重排。)在本例中，W = (69000lb/h)/(3600s/h) = 19.17lb/s，和(由理想气体定律，高达中等压力均可采用)ρ = (0.97psia)(147lb/lb·mol)/(10.73psia·ft^3/R)[(200 + 460)R] = 0.02lb/ft^3。因此，$A_F = 19.17/1.6(0.02)^{1/2} = 84.72$ft^2。

● 对 SI 制乘以 1.22,[kg/(in)(s^2)]$^{0.5}$。

实际塔横截面积 A_T 为自由面积 A_F 和溢流管面积 A_D 之和。溢流管横截面积必须足够以允许适当的气液分离。虽然溢流管大小直接影响液体流动，溢流管总面积通常为塔总面积的3%～20%，而真空塔通常为3%～5%。在本例中，现假定为5%；那么，$A_T = A_F/0.95 = 84.72/0.95 = 89.18ft^2$。那么，由几何学，塔径 $= [A_T/(\pi/4)]^{1/2} = (89.18/0.785)^{1/2} = 10.66ft$；近似为11ft(3.4m)。

3. 计算液泛速度 采用Fair计算。液泛速度 $U_f = C(\sigma/20)^{0.2}[(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{0.5}$，式中 σ 为表面张力(dyn/cm)，ρ 为密度，下标L和V分别指液相和气相，C 为与板间距、液相流率 L、汽相流率 G 及液相和气相密度有关的参数，如图8.7所示。在本案例中，横坐标为$(20100/69000)[0.02/(76.7-0.02)]^{0.5} = 0.005$，而由步骤1知板间距为24in，所以由图求得 C 为0.3。那么，

$$U_f = 0.3\left(\frac{16.5}{20}\right)^{0.2}\left(\frac{76.7-0.02}{0.02}\right)^{0.5}$$

$$= 17.9ft/s$$

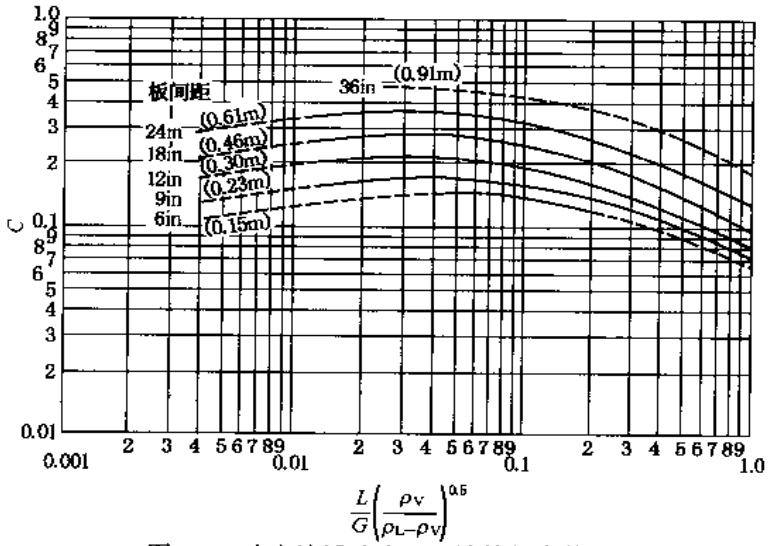


图8.7 确定液泛速度Fair计算的参数 C

但是，求得的液泛速度必须结合下列调整以确保合理的设计安全因素：

通行面积(泡罩齿缝或孔)	放大因子	通行面积(泡罩齿缝或孔)	放大因子
活动塔板面积的10%	1.0	活动塔板面积的6%	0.90
活动塔板面积的8%	0.95		

物系性质	放大因子
已知的常压或中压下的非发泡系统	0.9
非发泡系统；无事前经验	0.85
系统被认为会发泡	0.75
严重发泡系统	0.70
真空系统(根据夹带曲线；见图8.17)	0.60～0.80
无溢流管塔板，如果通行面积小于活动塔板面积的20%(注意：绝不应小于15%)	0.85

在本案例中，因为单位活动塔板面积的开孔率(%)不需调节因子，因为对低压系统，空面积通常大于10%。但是，因为我们在讨论真空系统，液泛速度必须降低。参考图8.17，最大可接受夹带分率取为0.15。那么，对横坐标 $L/G(\rho_V/\rho_L)^{0.5} = (20100/69000)[0.02/76.7]^{0.5} = 0.005$ 确定在液泛气速的多少百分比下塔能操作。图表明此百分比为60%。因此，

塔的汽速应设计为 0.6 × 17.9 = 10.74ft/s(3.27m/s)。

4. 估计所需的自由横截面积，此次遵照最大允许气速 因为质量流率等于密度乘以横截面积再乘以速度，自由塔面积 A_F = (69000lb/h)/[(0.02lb/ft³)(3600s/h)(10.74ft/s)] = 89.23ft²。注意此值略大于步骤 2 计算的面积。

5. 确定溢流管结构 溢流管面积可由图 8.8 选取。在本案例中，横坐标为(76.7 − 0.02)，板间距为 24in，所以设计的 gal/(min)(ft²)读得为 175(图上的水平线向右外推)。因为

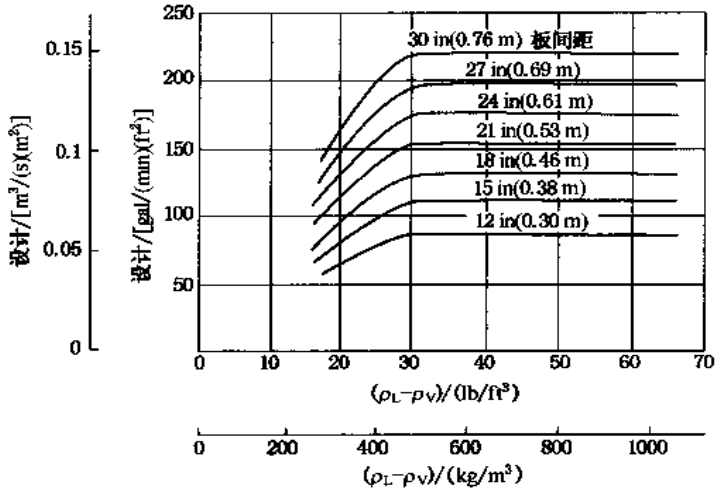


图 8.8 作为密度和板间距函数的溢流管面积

[注意：对发泡系统清液流率(纵坐标)乘以 0.7]

76.7lb/ft³ = 10.25lb/gal，以 gal/min 表示的流率为(20100lb/ h)/[(60min/h)(10.25lb/gal)] = 32.68gal/min。因此，所需的最小溢流管面积为 32.86/175 = 0.187ft²。

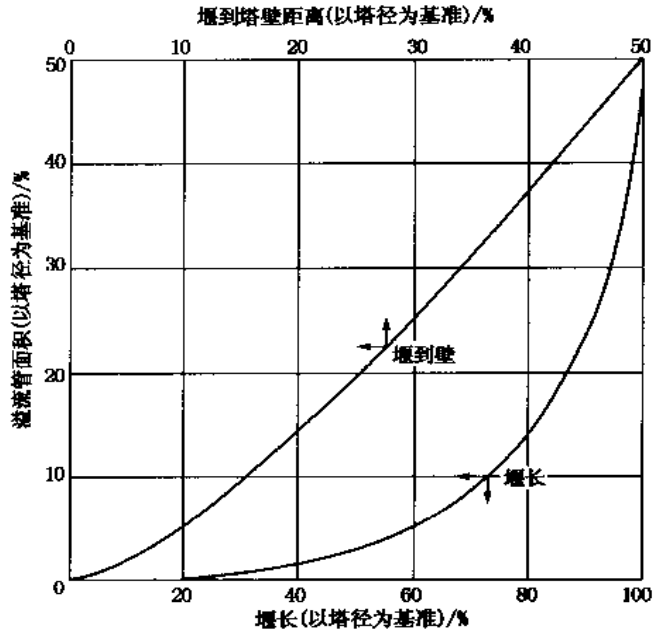


图 8.9 弓形溢流管设计图(*Glitsch, Inc.*)

但是，还必须考虑通过塔板的流体分布。为使这种分布最优，通常推荐溢流堰长不小于塔径的 50%。于是，由图 8.9 可知塔径 50%的堰长包含的溢流管面积至少为塔面积的 3%(步骤 2 中初步估计塔径时假定为 5%)。

考虑溢流管面积为 3%，那么总塔面积为 89.23/0.97 = 91.99ft²(8.55m²)，为获得满意的流动分布的溢流管面积为(91.99 − 89.23) = 2.76 ft²(0.26m²)。(注意这比溢流管内流动所需的面积 0.187ft³ 大得多)。最后，所需的塔径为 $(91.99/0.785)^{1/2}$ = 10.83ft；近似为 11ft(3.4m)。(这与步骤 2 中估计的塔径相同。)

因为真空系统中的低液相流率，溢流管通常是过大的，而越过溢流堰的比

流速将很小。但是，在高压塔中液相流率可能超过通过单堰的最优塔板性能推荐值。对直弓形堰，最大比流率为 70gal/(min·ft)[53m³/(h·m)]，而对具有安全凸翼的堰，最大比流率为 80gal/(min·ft)[60m³/(h·m)]。当比流率大于 80gal/(min·ft)应考虑安排多溢流管。

当处理发泡或高压系统时，常常推荐安装斜溢流管。这在为下层塔板留下最大活动面积的同时，在顶部提供了足够的液－汽分离容积。

6. 设计合适的筛板

a. 确定所需的孔面积。可使用的孔面积计算可以图 8.10 所示的经验关系为基础。在此图的 F 因子(纵坐标)中，v_h 是通过孔的气相速度。此图表明，低压操作的塔的操作弹性低于高压操作的塔。

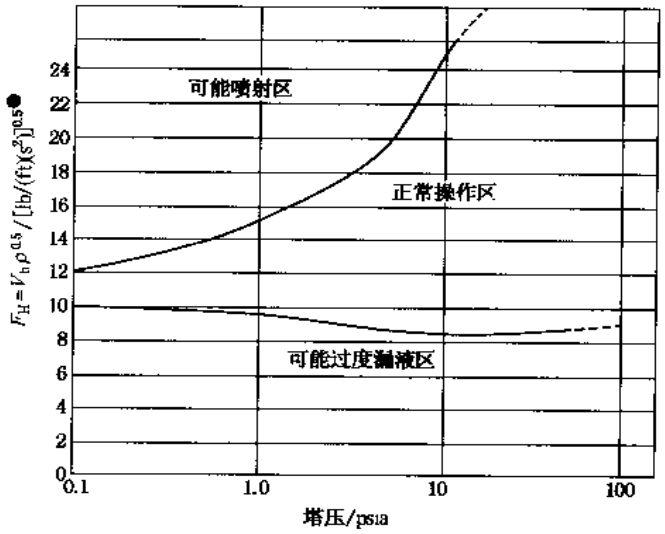


图 8.10 筛板的大致操作范围

(注意：1psia = 6.895kPa)

假定 F_H 为 12。那么，$v_h = F_H/\rho^{0.5} = 12/0.02^{0.5} = 85$ft/s(26m/s)。因此，需要的总孔面积为(69000lb/h)/[(0.02lb/ft³)(3600s/h)(85ft/s)] = 11.27ft²。注意因为每块塔板都有一溢流管进料，另一溢流管排料，而根据步骤 5 每一溢流管将占据 3% 的总塔面积，所以作为活动面积的孔面积比例为

$$\frac{(11.27\text{ft}^2)(100)}{(1.00-2\times0.03)(11\text{ft}^2)(\pi/4)} = 12.62\%$$

b. 确定孔的尺寸、堰高和溢流管。这一步骤的指导原则如下：

孔距与孔径比	2～4.5
孔尺寸	对通常的用途采用½in(0.0127m)，对清洁的真空系统采用⅜in 或¼in(0.0095 或 0.0064m)，对有污染的用途采用¾in(0.0191m)
开孔面积/活动面积	采用 4%～16%，取决于系统压力和气相速度
溢流堰高度	采用 1～4in(0.025～0.102m)(但不高于板间距的 15%)，具体如下：对负压和常压塔，采用 1～2in(0.025～0.051m)或对中压和高压塔采用 1½～3in(0.038～0.076m)
溢流管液封	采用一半堰高或¾in(0.0191m)，取较大者。溢流管与塔板的间隙绝不应小于½in(0.0127m)，而通过间隙的速度应小于 1ft/s(0.30m/s)

❶ SI 制乘以 1.22，[kg/(m)(s²)]^0.5。

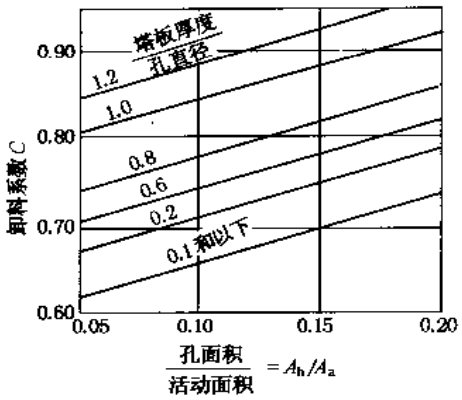


图 8.11 筛板性能卸料系数

（注意：大多数多孔塔板是用 14 号厚度的不锈钢板或 12 号厚度的碳钢板制造的）

选用¼in(6.4mm)孔径和 1in(2.54cm●)堰高，溢流管间隙为¾in。

c. 计算压降证实设计的适用性。总压降 h_t 是通过孔的压降 h_{dry} 和通过孔上面的充汽物料的压降 h_{liq} 之和。现有

$$h_{dry} = 0.186\frac{\rho_v}{\rho_L}\left(\frac{v_h}{C}\right)^2$$

式中 C 为由图 8.11 获得的卸料系数。由步骤 6b 孔面积除以活动面积为 0.1262，对厚度为 14 号钢的塔板(0.078in 或 2mm，对本用途合理的塔板厚度)，板厚除以孔径的比值为 0.078/0.25 = 0.31。因此，读得 C 为 0.74。那么，$h_{dry} = 0.186(0.02/76.7)(85/0.74)^2 = 0.64$in 液柱。但是，此值必须对夹带进行调整：

$$h_{dry}(\text{校正}) = h_{dry}\left(1 + \frac{\psi}{1-\psi}\right)$$

式中 ψ 是夹带系数。因为 ψ 为 0.15(见步骤 3)，

$$h_{dry}(\text{校正}) = 0.64\left(1 + \frac{0.15}{0.85}\right) = 0.75\text{in 液柱}$$

对筛板塔干板压降应在 0.75～3in(19～76mm)液柱之间，这一方面是为了防止漏液，另一方面是为了防止喷射。在本案例中，因为干板压降恰在推荐范围的边缘，所以需用图 8.12 校核此塔板是否会漏液。

现在，由步骤 6a 知 $A_h/A_A = 0.1262$。和

$$h_\sigma = \frac{0.04\sigma}{\rho_L(\text{孔径})} = \frac{0.04\times 16.5}{76.7\times 0.25} = 0.034\text{ in 液柱}$$

因此，图 8.12 的纵坐标($h_{dry}+h_\sigma$)为 0.75+0.03=0.78。至于横坐标，h_w(堰高)已选定为 1in，而 $h_{ow} = 0.5[(\text{液体流率，gal/min})/(\text{堰长，in})]^{0.67} = 0.5\{32.68/[½(11\text{ft})(12\text{in/ft})]\}^{0.67} = 0.31$in 液柱，所以 $h_w + h_{ow} = 1.0 + 0.31 = 1.31$。图 8.12 中，点(1.31，0.78)落在 $A_h/A_a = 0.12$ 线上方；因此不会发生过度漏液。

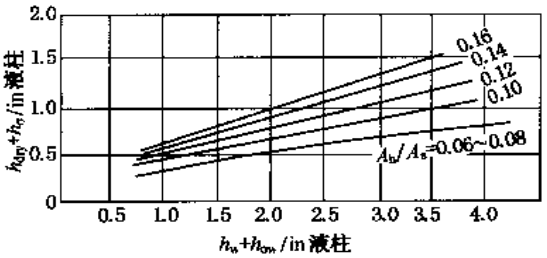


图 8.12 过度漏液的估计

（注意：操作点位于各自的线以上代表"安全"设计。此线以下的点可能表示不确定，但不一定为倾流点。取自 *Chemical Engineering*，*McGraw-Hill*，1977）

A_h/A_a = 孔面积与活动塔板面积之比；h_w = 堰高，in；h_{ow} = 堰上液高，in；h_{dry} = 干板压降，in 液柱

h_σ = 由于表面张力造成的阻力 $= \dfrac{0.04\sigma}{\rho_L d_h}$

d_h = 孔径，in；σ = 表面张力，dynes/cm

ρ_L = 液体密度，lb/ft^3

至于通过充气物料的压降，

$$h_{liq} = \beta(h_w + h_{ow})$$

● 原文误排为 2.54mm，译者注。

式中 β 为由图 8.13 获得的充气因子。在横坐标中，气相速度项指通过塔的速度(由步骤 3 得为 10.74ft/s)而非通过孔的速度，所以 $F_c = 10.74(0.02)^{1/2} = 1.52$。于是读得 β 为 0.6。所以，$h_{liq} = 0.6 \times 1.31 = 0.79$in 液柱。最后，总压降 $h_t = 0.75 + 0.79 = 1.54$in 液柱。液体密度为 76.7lb/ft^3，所以当量压降为每块塔板 1.54(76.7/62.4) = 1.89in 水柱或 3.5mmHg (0.47kPa)。

计算的压降 3.5mmHg 虽然略高于假定的 3.0mmHg，但仍落在所述方法的精度范围内。但是，如果最关心的问题为避免超过规定的塔釜压力 100mmHg，可考虑下列选择：(1)采用 11.0 或 11.5 的 H_F 因子(步骤 6a)重新设计塔板；(2)降低塔顶压力 20～30mmHg，并分别对压降 4mmHg 或 3.5mmHg 重新设计塔板。

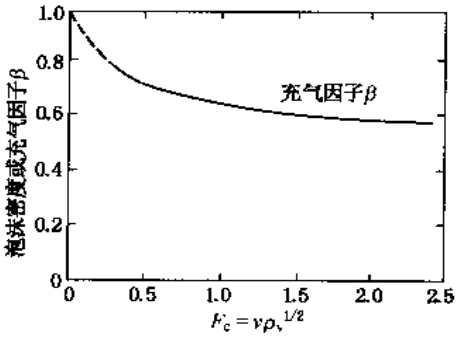


图 8.13 压降计算用充气因子

注意如果负荷要求不过高，对该塔 3mmHg 的压降实际上是可达到的。设计气相负荷 80%的负荷可能是该塔操作效率不降低的下限。在较高压力下，当压降不重要时，基础设计应对大于 4.5mmHg 的压降进行；这通常将允许操作弹性高达 50%。

d. 讨论筛板的适用性。筛板可能是用途最广泛的接触设备。对板式塔的设计，它应被首先考虑。它在各种类型的平衡级设备中建造费用最低，它的污染倾向也低，在设计合理时能提供满意的效率。

但是，对下列情况筛板不予推荐：(1)要求非常低的压降时(小于 2.5mmHg 或 0.39kPa)；(2)低压降下要求高操作弹性；(3)要求非常低的液体流率时，活动塔板面积低于 0.25gal/(min)(ft^2)[0.6m^3/(h)(m^2)]或平均流道宽度低于 1gal/(min)(ft) [0.75m^3/(h)(m)]。

7. 设计适合的浮阀板(作为替代筛板的选择方案)

a. 选择浮阀布置。虽然浮阀板有几种流行的构型，但都具有相同的操作原理：气相通过塔板上的孔顶升小金属盘或窄条，由此产生与流率成正比的可变通路。

因为其特有的性质，浮阀板通常由各供应商根据客户提供的过程规定进行设计。但是，大多数制造商公布了各种技术手册，使得能够估算某些设计参数。此处所述计算浮阀板压降的方法取自 *Koch Design Manual*。至于其它需要的塔规定，可采用与前述筛板设计相同的计算方法获得。

塔板上能安装的阀帽数目充其量为一估计值，除非已备有详细的塔板布置。但是，对低压和中压操作已制订了一项标准：3 × 2½ in 型是可获得的最紧密排列，每 1ft^2 大约可容纳 14 个阀帽 (每 1m^2 150 个阀帽)。活动面积不计及进口和出口的液体分布面积，也不计及支承环造成的边缘损失及塔板支承梁上方的不可利用空间。在较小的塔内，可能有高达 25%的活动面积无法为起作用的浮阀利用。对低压操作的本塔，选用 3 × 2½ in 的标准间距。

b. 计算每块板的压降。在塔顶部气相流量为(69000lb/h)/[(60min/h)/(0.02lb/ft^3)] = 57500ft^3/min。假定 15%的塔板面积是起作用的浮阀无法利用的。那么，因为活动塔板面积(减去下行和上行溢流管；见步骤 6a)为 0.94(11)2(π/4) = 89.3ft^2，每块塔板的浮阀数为 0.85(89.3ft^2)(14 个阀帽/ft^2) = 1063 个浮阀。然后，在图 8.14 中求取通过浮阀的压降 h_{dry}，横坐

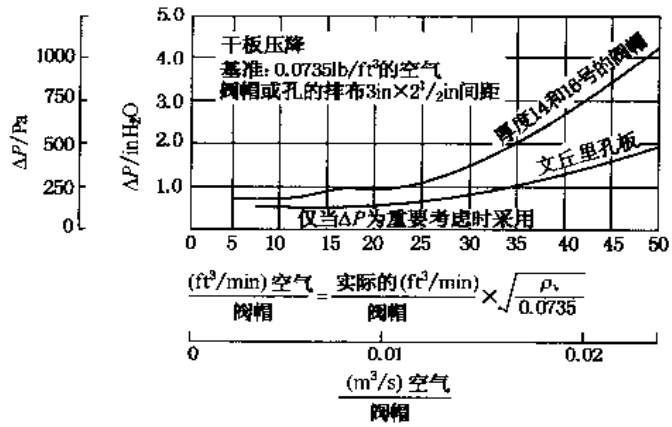


图 8.14 通过浮阀板的干板压降

(取自 *Chemical Engineering*, *McGraw - Hill*, 1977)

标(ft³/min)空气/浮阀为[(57500ft³/min)/1063 浮阀] (0.02/0.0735)^0.5 = 28.2。由图 8.14，利用文丘利孔板阀曲线，ΔP = 0.8in 水柱，或 0.65in 液柱，或 1.5mmHg，当进行夹带校正时(与筛板相同；见步骤 6c)，此压降变为 0.65(1 + 0.15/0.85) = 0.76in 液柱。

通过充气液层的压降 h_{liq} 可直接由图 8.15 获得。对流过长 5.5ft、高 1in 堰的 32.68gal/min 或 6gal/(min)(ft)的液体流量(步骤 5)，求得 h_{liq} 为 0.5in 液柱。因此，通过浮阀板的总压降为 0.76 + 0.5 = 1.26in 液柱，或 1.55in 水柱，或 2.9mmHg (0.39kPa)。

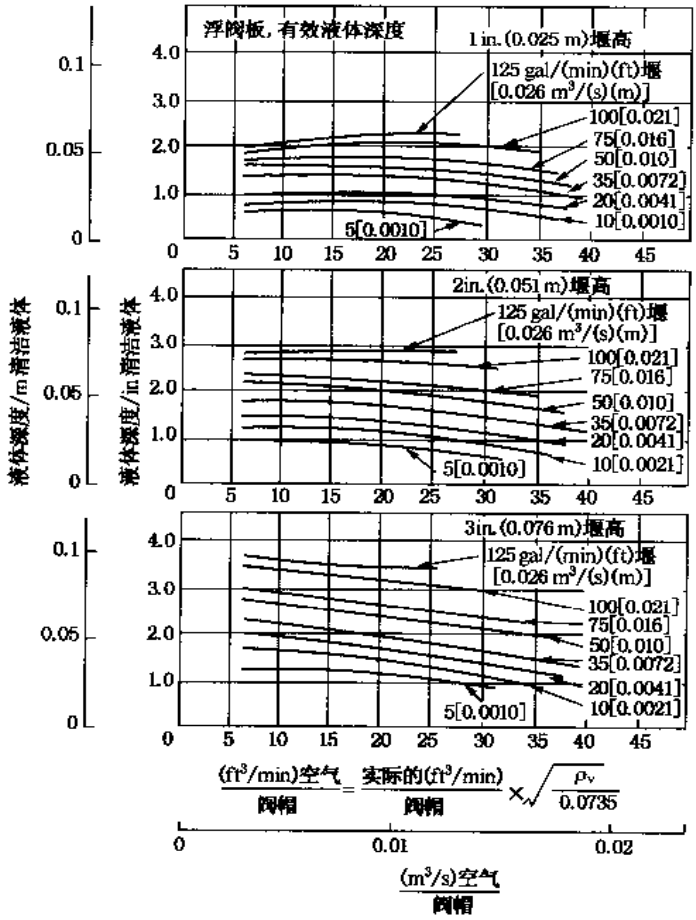


图 8.15 浮阀板上的有效液体深度(通过充气液层的压降 h_{liq})

(取自 *Chemical Engineering*, *McGraw - Hill*, 1977)

c. 讨论浮阀板的适用性。能在真空塔内保持较低的压降而不会过多损失操作弹性可能是浮阀板最大的特性。虽然上述筛板或浮阀板计算方法的精度可能都不优于±20%，如果需要合理的操作弹性(例如 60%)，用文丘利孔板阀可能达到比筛板低的压降。当塔压高于 400mmHg(53kPa)时，压降不需过多关心，这时压降成为较少考虑的因素。

告诫：当浮阀暴露于腐蚀性物料时，它们的不停运动可能引发疲劳应力，这往往会导致挡耳和阀帽的迅速损坏。在塔内腐蚀性组分浓缩的部分，发现浮阀消失并不是罕见的。

8.3　塔效率

确定上例设计的 DCB 精馏塔精馏段的效率。该系统的相对挥发度为 3.6。

【计算步骤】

1. 确定系统物性对塔效率的影响　塔板效率是下列因素的函数：(1)系统物性，例如粘度、表面张力、相对挥发度和扩散系数；(2)塔板流体力学，例如液层高度、空的大小塔板开孔率、液流通道长度和溢流堰的结构；(3)离开该板的液相和气相物流的分离程度。全塔效率也以相同因素为基础，但通常小于逐板效率。

物性对板效率的影响可由图 8.16 粗略估计。对本系统，粘度为 0.35cP(见前例的叙述)，而相对挥发度为 3.6，所以横坐标为 1.26。纵坐标，即塔效率读得为 68%。

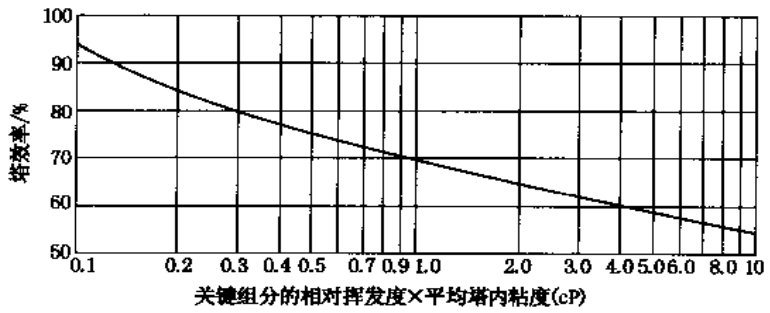


图 8.16　作为平均塔内粘度和相对挥发度函数的塔效率

2. 确定塔板流体力学对效率的影响　只有当液层深度、孔大小、开孔塔板面积和溢流堰结构超出前例概述的推荐限度时，塔板流体力学才会对板效率产生不利影响。因为不属这种情况，所以预期不会存在不利影响。

3. 确定液相和气相的不适当分离(如夹带)对效率的影响　夹带对效率的影响可能是相当严重的，尤其在真空塔中，因为塔内气相流率将接近液泛速度。对夹带进行校正的效率可用下式计算：

$$E_c = \frac{E_i}{1 + E_i[\psi/(1-\psi)]}$$

式中 E_c 为校正效率，E_i 为不存在夹带时的效率(由步骤 1 求得的 68%)，而 ψ 为夹带分率，它与其它塔参数的关系由图 8.17 定义。在前例的步骤 3 中，ψ 被假定为 0.15。因此，$E_c = 0.68/\{1 = 0.68[0.15/(1-0.15)]\} = 0.607$；近似为 60%。

因此，该塔精馏段的实际塔效率取为 60%将是合理的。

相关计算 因为从塔顶到塔底效率可能变化，沿塔在不同点(至少二点)对效率进行估计通常是适当的。

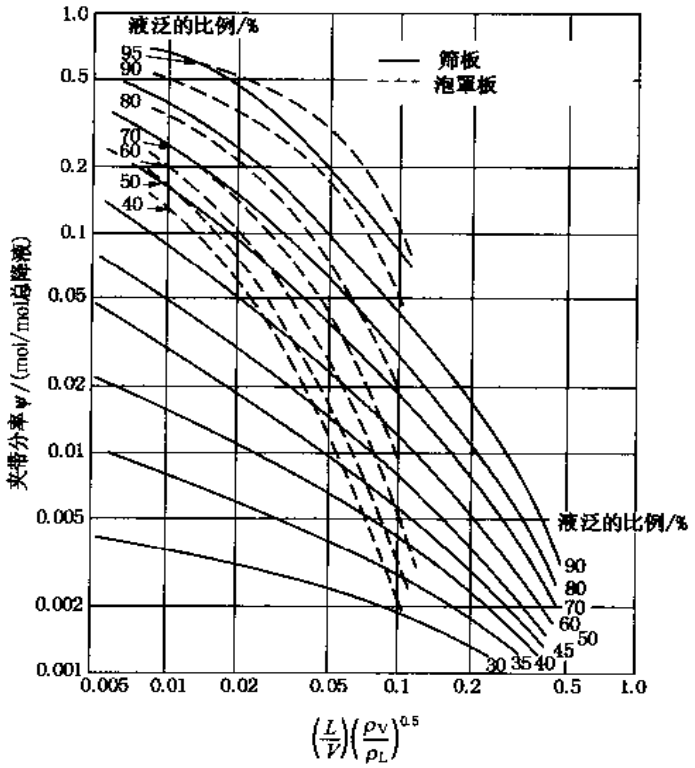


图 8.17 夹带分率

L = 液相流率，mol/h；V = 气相流率 mol/h；

ρ_V = 气相密度；ρ_L = 液相密度；液泛 = $\frac{\text{实际速度}}{\text{液泛速度}} \times 100\%$

"正常的"塔效率在 60% ~ 85%之间。在真空塔内(在这类塔内夹带可能是主要因素)和要求高纯度(杂质含量 $< 100 \times 10^{-6}$)的系统内，效率往往处于该范围的较低部分。中压系统通常具有较高的效率。例如，例 8.1 中讨论的苯 - 甲苯 - 二甲苯系统粘度为 0.3cP，相对挥发度为 2.58。由图 8.16，读得效率为 71%。如果需要进行夹带校正，效率将略小，而最终假定效率为 70%并非不合理。

高压系统的表观效率通常报道在 90% ~ 100%范围内。

当大部分液体通过孔而不是越过溢流堰流下时，认为漏液过量，将对效率产生不良影响。图 8.12 为选择安全的塔板操作条件提供了充分的指导；如果操作点落在适当的面积比值曲线上方，不需降低基本效率。

为了对由进料流量、冷却水流量和环境温度变化与控制器的相互作用造成的浓度分布的连续变化作出调节，必须进行动态塔不稳定性的校正。为了保证产品质量始终符合规定，推荐将计算的塔板数增加 10%，但不少于 3 块。例如，回顾例 8.1 中的苯 - 甲苯 - 二甲苯系统需要 25 块理论板。采用 70%的塔效率，实际板数将增加为 36 块。为考虑动态不稳定性再增

加4块塔板，使总安装板数达到40块。(虽然，教科书常常建议将再沸器和冷凝器作为一理论级，严格说来，仅对釜式再沸器和分凝器，这才是正确的。一般说来，最安全的塔设计方法是，在计算平衡级数目时，不计及再沸器和冷凝器。)

对直径非常大(>12ft)的塔，由于其尺寸，效率可能降低，除非提供专用的喷嘴或挡板以保证均匀流动方式。

如Humphrey和Keller在*Separation Process Technolgy*(McGraw-Hill，1997)中指出的，已提出了一种基于流量的精馏(和其它分级过程)设计方法。各相的物料衡算和能量衡算方程，结合质量和能量传递速率方程和相界面的平衡方程联立求解直接确定实际分离。当设计者沿塔推进时，在增量基础上进行计算。由于以各组分为基准，采用平均塔效率造成的计算不确定性可完全避免。

8.4 填料塔设计

确定在1200mmHg(23.21psia)压力下分离乙苯和苯乙烯的精馏塔的填料和塔的尺寸。分离需要30块理论板。气相流量为12000lb/h(5455kg/h)，平均气相密度为0.3 lb/ft^3(4.8kg/m^3)，液相流量为10000lb/h(4545kg/h)，平均液相密度为52 lb/ft^3(833kg/m^3)。液体动力粘度为0.48cSt(4.8×10^{-7}m^2/s)。

【计算步骤】

1. 选择填料类型、排列方式和尺寸 对此特定系统，如果正在处理一新塔，采用乱堆(倾倒)填料可能是比规整填料更经济的选择。虽然二者之间并没有清晰的分界线，后一类填料一般有利于压力很低的操作或扩大现有塔的能力。

有点随意，让我们选择有槽金属环，例如Hy-Pak作为用于上述目的的填料。Hy-Pak是Norton公司(Akron，Ohio)型的有槽环。其它形式的填料，如金属鞍形填料和半鲍尔(Pall)环或棱锥形鲍尔环同样适合这种用途。

填料尺寸的选择应使塔径与填料尺寸比对拉西(Rasching)环大于30，对陶瓷鞍形填料大于15，对有槽环或塑料鞍形填料大于10。在处理直径大于24in(0.6m)的精馏塔时，应首先考虑2 in或2号填料。假定(实际上根据试差)该塔将大于24in。因此，选用2 in大小的填料。

2. 确定塔的直径 普遍接受的确定乱堆填料塔尺寸的设计方法是Sherwood关联式的各种修正形式。一种广泛采用的形式是由Norton公司开发的。为使此式适用于低压系统，本专著已对它稍做修改。

塔径主要是物料通过流量和填料结构的函数。如果液相和气相流量已知，而且适当的填料和压降也已选定，可由图8.18确定规定的设计气相流量G。推荐的设计压降如下：对中压和高压精馏，为每英尺填料0.4~0.75in水柱(每米填料32~63mm水柱)；对真空精馏，为每英尺填料0.1~0.2in水柱(每米填料8~16mm水柱)；对吸收塔和汽提塔，为每英尺填料0.2~0.6in水柱(每米填料16~48mm水柱)。

首先，计算图8.18的横坐标。于是，$(L/V)(\rho_V/\rho_L)^{0.5}=(10000/12000)(0.3/52)^{0.5}=0.063$。(注意：$\rho_V$，尤其对真空塔，应对塔顶确定，因为此处密度最低，而气速最高。)

然后，选择压降为每英尺填料0.15in水柱，在图上读得纵坐标为0.55。于是，0.55=

$CG^2F_v^{0.1}/[\rho_V/(\rho_L-\rho_V)]$。由表 8.2 得 F 为 18。求解 G，$G=[0.55\times0.3\times52-0.3/(1\times18\times0.48^{0.1})]^{0.5}=0.71\text{lb}/(\text{ft}^2)(\text{s})$。

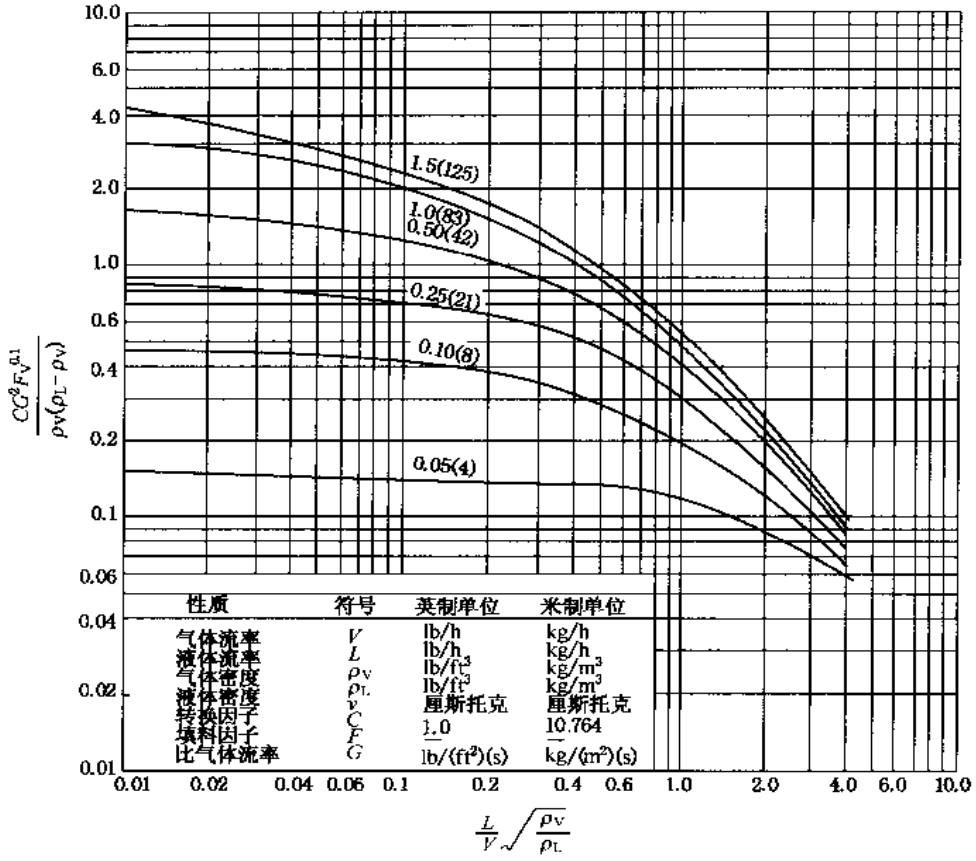


图 8.18 填料塔通用压降关联

（注意：曲线的参数是以 in H_2O/ft 填料表示的压降。括号内的数字是以 mmHg/m 填料表示的压降）

因此，所需塔横截面积为(12000lb/h)/[(3600s/h)0.71lb/(ft²)(s)]=4.7ft²。最后，塔直径为$[(4.7\text{ft}^2)/(\pi/4)]^{0.5}=2.45\text{ft}$；近似为 2.5ft(0.75m)(于是，步骤 1 中塔径大于 24in 的初始假定是合理的)。

表 8.2 塔用填料的填料因子

填料类型	材料	公称填料尺寸/in										
		¼	⅜	½	⅝	¾	1 或 1 号	1¼	1½	2 或 2 号	3	3½ 或 3 号
Hy－Pak	金属						43			18		15
超级 Intalox 鞍形	陶瓷						60			30		
超级 Intalox 鞍形	塑料						33			21		16
鲍尔环	塑料				97		52		40	24		16
鲍尔环	金属				70		48		33	20		16
Intalox 鞍形	陶瓷	725	330	200		145	92		52	40	22	
拉西环	陶瓷	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	

续表

填料类型	材料	公称填料尺寸/in										
		¼	⅜	½	⅝	¾	1或1号	1¼	1½	2或2号	3	3½或3号
拉西环	金属，1/32in	700	390	300	170	155	115					
拉西环	金属，1/16in			410	290	220	137	110	83	57	32	
弧鞍形	陶 瓷	900		240		170	110		65	45		
Tellerettes	塑 料						38			19		
										32		20
Mas Pac	塑 料									160		
石英岩											80	
十字分隔	陶 瓷											
Flexipac	金 属						33			22		16
Interlox	金 属						41			27		18
Chempak	金 属						29					

注意：表中数值中有许多列在经销商的资料中，而且往往仅以中试为根据。为了更精确地表示工业塔中新上市填料的压降，有时审慎地假定稍大的填料因子。较新的专利填料的数据可质询经销商。1in = 0.0254m。

3. 确定塔的高度 为将需要的 30 个理论级转化为塔的实际高度，采用等理论板高度(HETP)的概念。对许多有机和无机体系，HETP 数值非常恒定。

只要工业塔中的乱堆填料被适当润湿[大于 1000 lb/(h)(ft²)或 5000kg/(h)(m²)]，下列 HETP 数值将导致一实际可行的塔：

公称填料尺寸，对有槽环或 intalox 鞍形	HETP	公称填料尺寸，对有槽环或 intalox 鞍形	HETP
1in(或 1 号)	1.5ft(0.46m)	2in(或 2 号)	3.0ft(0.91m)
1½in	2.2ft(0.67m)		

因为真空塔中的喷淋量常常低于 1000lb/(h)(ft²)，所以在上表所列的 HETP 数值上再增加 6in 作为安全因子可能是明智的。对本例中的乙苯 – 苯乙烯系统，规定喷淋量为 10000 lb(h)/4.7ft² = 2128lb/(h)(ft²)，这已显著超过良好润湿所需的最小喷淋量。总填料高度为 30 × 3.0 = 90ft。

因为除非在高塔内进行周期性地流体重新分布，液体的分布不均可能成为问题，所以总填料高度必须分成许多单独的床层：

填 料	最大床层高度	填 料	最大床层高度
拉西环	2.5 ~ 3.0 倍床层直径	有槽环和塑料鞍形	5 ~ 10 倍床层直径
陶瓷鞍形	5 ~ 8 倍床层直径		

在 2.5ft(0.75m)直径的塔内用 2in 有槽环，每段床层高度不应超过 25ft(7.6m)。因此，对所讨论的系统，采用 4 段 23ft(7m)的床层可能是合适的。

相关计算 由于结构的原因，用陶瓷填料单段床层的高度往往限制在不超过 20ft (≈6m)。

在步骤 1 中，对液体喷淋量高和塔在高于液泛条件 70% 的状态下操作的涤气应用中，

拉西环的塔径填料尺寸比可能小于30。

如果需要系统设置填料塔内件，就从各种类型的网孔板、开口格栅构件、弹簧和波纹元件中进行选择。因为没有可用于所有构件的通用设计关联式，将必须由各制造商开发最终的填料设计。

问题在于对给定的精馏任务应选择板式塔还是填料塔。Humphrey 和 Keller(见例 8.3 结尾的参考文献)认为下列因素有利于板式塔：高液体流量(当涉及高塔压时发生)；大塔径(因为填料塔易发生分布不均)；具有多股进料和出料的复杂塔和进料组成会发生变动。而且，板式塔放大风险较小，以及板式塔重量小于填料塔。反之，下列因素有利于填料塔：真空状态；要求低压降；腐蚀性系统；发泡系统；持液量低的系统。

8.5 间歇精馏

确定处理相对挥发度为 4.0 的二元混合物的单级(微分)间歇蒸馏釜的分离能力。间歇分离开始时釜内有 600mol 挥发度较高的组分 A 和 400mol 组分 B。当釜内剩余物料为 80%B 时，总共已被蒸出多少物料，以及累积蒸出物的组成如何？

【计算步骤】

1. 计算蒸出物料量 利用 Rayleigh 方程的积分形式：

$$\ln\frac{L_1}{L_2}=\frac{1}{\alpha-1}\left(\ln\frac{x_1}{x_2}+\alpha\ln\frac{1-x_2}{1-x_1}\right)$$

式中 L_1 为釜内初始液体量(mol)，L_2 为剩余液体量(mol)，α 为相对挥发度(4.0)，x_1 为釜内易挥发组分的初始摩尔分数(0.6)，x_2 为釜内易挥发组分的最终摩尔分数(0.2)。那么，

$$\ln\frac{L_1}{L_2}=\frac{1}{4-1}\left(\ln\frac{0.6}{0.2}+4\ln\frac{1-0.2}{1-0.6}\right)=1.29$$

所以，$L_1/L_2=3.63$，或 $L_2=1000/3.63=275$mol。因此，蒸出物料量为 $1000-275=725$mol。

2. 计算馏出物组成 初始加料中含组分 A 600mol。剩余液中组分 A 量为 $275\times0.2=55$mol。因此，馏出物中组分 A 量为 $600-55=545$mol。因此，馏出物中组分 A 的摩尔分数为 $545/725=0.75$，而组分 B 的摩尔分数为 $1-0.75=0.25$。

相关计算 因为简单间歇蒸馏釜只提供一个理论级，所以它不可能达到任何合理的分离，除非相对挥发度趋近无穷大。从混合物中除去非常轻的组分属这种情况，特别对重剩余物。在本例中，即使有较易分离的相对挥发度 4，仍然只能将 A 的含量由 60%增加到 75%，而将剩余物提馏至含 20%A。

显然，蒸出的馏出物越多，分离效率就越低。反之，只有以剩余物中较大的组分 A 的损失为代价才能获得较高的馏出物浓度。例如，在本例中，如果当 50%的加料被蒸出后即停止蒸馏，蒸馏釜中组分 A 的最终含量可由下式求得：

$$\ln\frac{1000}{50}=\frac{1}{4-1}\left(\ln\frac{0.6}{x_2}+4\ln\frac{1-x_2}{1-0.6}\right)$$

由上式得 $x_2=0.395$(通过试差计算)。留在剩余液中 A 的量为 198mol，含量为 40%，而馏出物中 A 的量为 402mol，含量为 80%。

8.6 间歇塔设计

估计用于从联产物和某些低、高沸点杂质中回收染料中间体的带气相精馏段的间歇蒸馏釜所需的容积。已规定每批必需处理 13000lb(5900kg)由新鲜的反应器产物和循环的“不合格”馏分组成的物料。

釜内初始组成如下：

低沸点杂质：500lb(227kg)

染料中间体：5500lb(2500kg)

联产物：5000lb(2273kg)

高沸点杂质：2000lb(909kg)

实验室蒸馏塔的试验表明为保证适当脱除低沸点杂质，将在低沸点馏分中损失 500lb(227kg) 染料中间体。类似地，蒸馏结束时留在釜中的高沸点馏分中将保留 500lb(227kg)联产物。这将剩下 9500lb(4320kg)二种可回收的产物。染料中间体的规格要求联产物浓度小于 0.5mol%。此二组分中，联产物沸点较高。

由联产物中分离染料中间体的条件如下：

相对挥发度 $\alpha = 2$

染料中间体相对分子质量 = 80

联产物相对分子质量 = 100

平均液体密度 = 62.0lb/ft^3(993kg/m^3)

塔压(顶部) = 350mmHg(46.6kPa)

塔温(顶部) = 185°F(358K)

【计算步骤】

1. 评估不以计算机分析为基础的设计的适用性 因为塔的动态性质，间歇蒸馏釜的设计是极其复杂的。不仅在加料精馏过程中组分连续变化，而且逐批蒸馏将由不同组成开始，因为“不合格”馏分和尾料被循环。只有功能强大的软件程序能优化每个馏分的数量、收集时间和回流比。除了循环物流外，这些程序还必需考虑非理想平衡(在可应用的场合)和塔板持液量的影响。下面所述并不是间歇精馏的详细设计，而是如何用能完成所要求任务的合理保证估算一“能工作的”设备的要点。

在继续逐步算法前，考虑以下间歇蒸馏的经验规则：

(1) 无论安装多少塔板，太低的回流比都不能生产要求规格的产物。反之，如果提供的平衡级数目不恰当，即使用无限大回流比也是不够的。

(2) 为优化分离效率，应通过取消平衡筒和采用保留少量液体或不保留液体的分流器使回流持液量降至最低。

(3) 塔内持液量太少或太多对分离效率都是不利的。合理的持液量会对阻尼平衡条件波动的影响起飞轮效应；持液量太多，尤其是在回流比较高时，会使达到优良的纯度水平变得困难。推荐持液量相当于初始加料量的 10%或 15%。

(4) 因为塔仅由精馏段组成，所以存在一适合安装多少块塔板的限制。一旦再沸器中低沸点组分的浓度趋近操作线和平衡曲线的交点，不论用多少塔板，系统都会被“夹住”。

(5) 一旦可工作的塔被安装完成，在给定流量和产品规格下的生产能力只受回流比或馏

分长度变化的轻微影响。

(6) 当较易挥发的组分不断从再沸器脱除时，分离逐渐变得更困难。

(7) 在一次操作中不可能以高纯度回收初始加料中仅以低分率存在的低沸点组分。

2. 建立一估计的批处理时间安排表 合理的时间安排表如下所列：

向釜内加入一批新物料；加热物料：3h

在全回流条件下运行塔使浓度稳定；馏出低沸点馏分：6h

在回流比增加 1～2 倍的过程中回收(即馏出)染料中间体：6h

在回流比再增加 1～2 倍的过程中馏出中间(不合格)馏分：6h

在再次增加回流比(如有必要)过程中从含高沸物的混合物中馏出联产物：4h

排放高沸点残液并准备下一批蒸馏；循环中间馏分并准备加入新鲜进料：3h

总花费时间：28h

3. 估计回收染料中间体需要的理论塔板数目 在图 8.19 纵坐标上找到相对挥发度 2。对 99.5%的产品纯度，该图显示需 11 级。

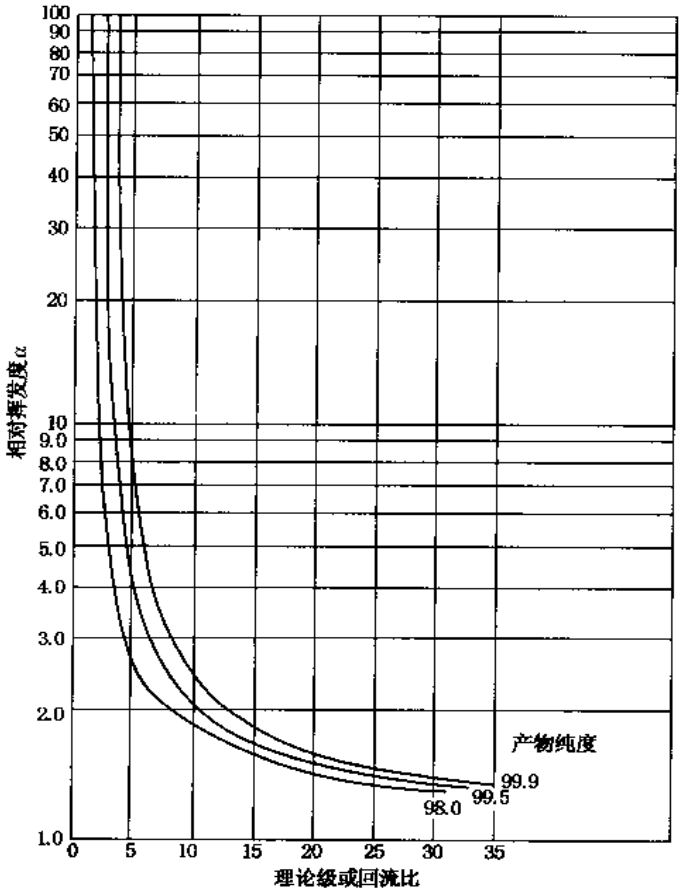


图 8.19 间歇精馏理论级或回流比的估计

4. 画出相关的 *xy* 图(平衡曲线) 相关的图是属于相对挥发度 2 的。如例 8.1 所示，它可由方程 $y=\alpha x/[1+(\alpha-1)x]$ 标绘得到。它是图 8.20 中最上面的曲线(包括图上部全塔和

下部放大的精馏段)。

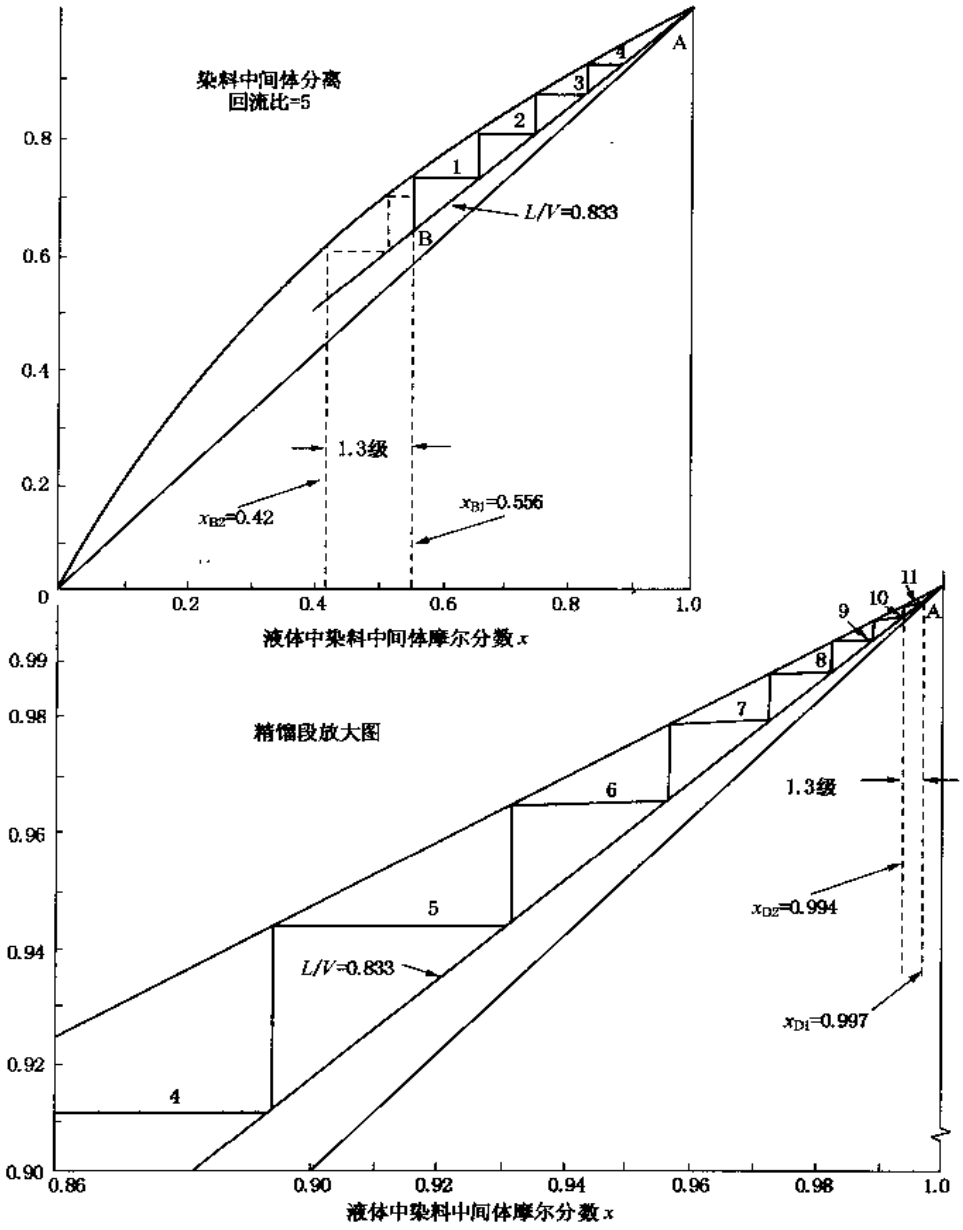


图 8.20　例 8.6 的 McCabe – Thiele 图

5. 用 McCabe – Thiele 原理，在 *xy* 图上确定初始塔釜组成和馏出液组成间将有 11 个理论级的操作线的位置，上述馏出液组成属于回收染料中间体的时间安排步骤　这里应用的 McCabe – Thiele 原理在例 8.1 中已作了详细介绍。用染料中间体和联产物作为二关键组分，脱除低沸物馏分后的塔釜初始组成(仅根据关键组分)为(5000/80)/[(5000/80) + (5000/100)] = 0.556(摩尔分数)，或 55.6%(摩尔分数)染料中间体和(1 – 0.556) = 44.4%联产物。对应于该组成 x_{B1}的横坐标表示 11 级分离的一端("进料"端)；另一端(塔顶产物端)用横坐标

x_{D1}表示，对应于要求的染料中间体纯度，99.5%。

通过试差定位，求得斜率为0.833的操作线将容纳11个理论级(对应于该线的塔顶产物的纯度略高于99.5%，即为99.7%)。在图8.20中，操作线为*AB*线。根据定义(见例8.1)，其斜率0.833确定(并等于)下降液体量与上升蒸气量之比值L/V。然后，这又将确定回流比L/D，或$L/(V-L)$，式中D为塔顶产物的量。因为$L/V=0.833$，那么，$L/D=0.833V/(V-0.833V)=5$。那么，在这一阶段，塔必须以回流比5操作。

6. 确定延续时间对塔顶产物浓度的影响 假定约35%～50%的染料中间体能在初始的较小的回流比5下有效回收是合理的。于是，在这种情况下，5000lb中的2100lb被脱出。假定这将花费步骤2中分配给回收中间体的6h中的一半也是合理的。(注意：安排时间越短，要求塔径将越大。)

因此，$D=2100/3=700$lb/h。因为$L/D=5$，所以$L=3500$lb/h。又因为$D=V-L$，所以$V=4200$lb/h。3h后(假定塔的持液量可忽略)，塔釜将含有$(5000-2100)/80=36.25$mol染料中间体。因为塔顶产物(至少在初始时刻)只含有0.3%联产物，所以3h后塔釜中联产物的量约为$(5000-0.005\times2100)/100=49.9$mol联产物。于是，中间体的摩尔分数为42%，而联产物为58%。如果将对应于此新塔釜组成x_{B2}的横坐标向上延伸到操作线和平衡曲线，可以看到此"进料"组成向下移动了1.3个理论级。这将使塔顶(馏出物)组成同样向下移动1.3个理论级，这意味着蒸出并收集2100lb馏出液后，染料中间体的含量将降至99.4%。于是，在回流比为5的这一操作阶段中平均含量为$(99.7\%+99.4\%)/2=99.55\%$，略高于规定纯度。

7. 调节回流比以保持要求的塔顶产物组成 为了保持塔顶产物中染料中间体的含量足够高，必需提高回流比。在本案例中，假定在保持原来的气相流量4200lb/h时另有1400lb中间体能在余下的3h中回收。那么后3h的D为$1400/3=467$lb/h；L为$(4200-467)=3733$lb/h；这段操作的回流比必须为$3733/467=8$。

新操作线的斜率L/V为$3733/4200=0.89$。在图8.21中重新标绘的xy图上画出此操作线并作出11个理论级阶梯，求得在以新回流比操作时初始塔顶浓度x_{D3}为99.7%染料中间体。(注意图8.21中的x_{B3}为图8.20中的x_{B2}的故意的重复，至于x_{D3}则不是故意重复，而是由作理论级阶梯得到的一致的结果。)

8. 再次确定延续时间对塔顶产物组成的影响，如有必要再次调节步骤7中的回流比 继续前二个步骤，在第二个3h之后，釜内含有$(2900-1400)/80=18.75$mol染料中间体和约$(5000-0.005\times3500)/100=49.8$mol联产物。于是摩尔分数为27%中间体和73%联产物。图8.21中对应于此组成的横坐标x_{B4}表明该组成将向下移动1.6级。这意味着3h中馏出物组成同样将向下移动1.6个理论级，到达99.2%染料中间体的组成x_{D4}。因此，以回流比8操作时的平均含量为$(99.7\%+99.2\%)/2=99.45\%$。

因为此平均含量略低于要求的纯度99.5%，以对应于在较长时间内脱出相同的1400lb的较高回流相对密度新进行步骤7的计算是明智的。与回流比11对应的4 h脱出时间应是更适当的。

9. 确定塔的直径 塔径根据相对挥发度最小的组分间的分离确定的蒸出速率(在本案例中，由染料中间体/联产物的分离给出)，并利用例8.2和例8.4中讲述的设计方法予以确定。

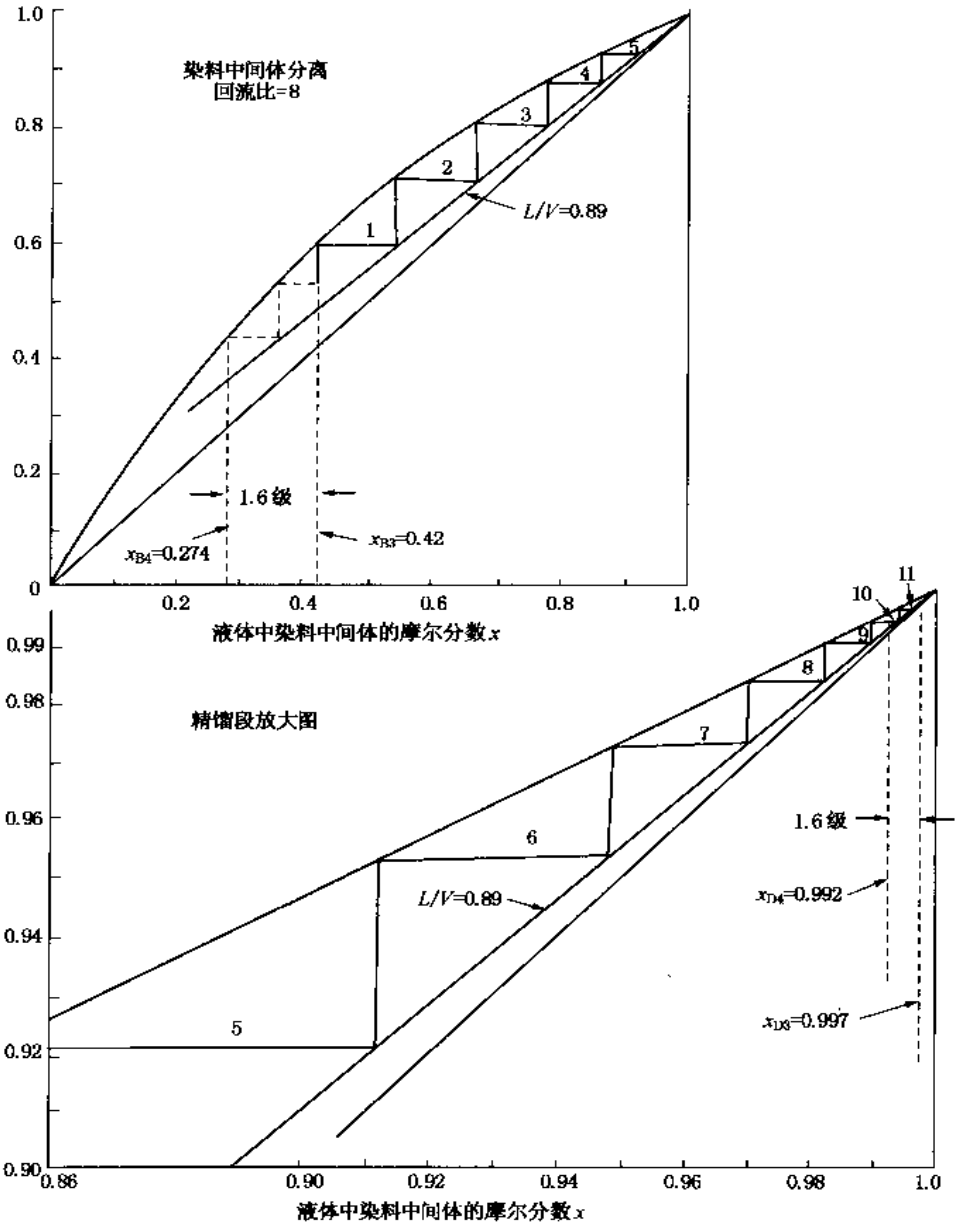


图 8.21　例 8.6 的第二张 McCabe – Thiele 图

染料中间体密度 ρ_V 为(80lb/mol)(6.77lb/in^2)/[10.73(460 + 185R)] = 0.078lb/ft^3(式中 10.73 为气体常数)，对 4200lb/h 的中间体蒸出速率，总气相流量为 4200/(0.078 × 3600) = 14.9ft^3/s。18in 的板间距似乎是合适的。18in 板间距所需的塔径可借助图 8.6 求得，由该图求得 F_c 约为 1.4[lb/(ft·s^2)]$^{0.5}$。那么，自由塔板面积 $A_F = W/(F_c\rho_v^{0.5})$ = (4200lb/h)/[3600s/h](1.4)(0.078lb/ft^3)$^{0.5}$] = 2.98ft^2。设 5% 的塔板面积用于弓形溢流管，总塔板面积为 2.98/0.95 = 3.14ft^2。最后，塔径为[3.14/(π/4)]$^{0.5}$ = 2ft(0.41m)。

10. 确定塔高　因为塔内浓度分布在较大范围内变化，间歇塔的效率变化较大。因为差距悬殊，分离可能在夹点条件下进行，从而导致低效率。所以全塔效率取为 50% 并非不合

理。于是塔板总数为 11/0.5 = 22。当板间距为 18in 时，所需塔高为 33ft(10m)。塔板应为筒型塔板，因为在直径 2ft 的塔内，普通塔板不易安装。

相关计算 作为一种可供选择的方案，对此分离过程也可考虑采用填料塔。填料塔的设计遵循例 8.4 所述的方法。

如果联产物也须以合理的高纯度回收，那么应对馏出的不合格馏分(基本上为染料中间体和联产物的混合物)和联产物馏分(联产物和高沸点残剩物的混合物)重复步骤 5 到步骤 8。

在最终分析中，处理时间是间歇蒸馏设计的主要判据。为达到最优费用 - 效益性能需要进行大量的试差计算，以便确定平衡级、回流比、每批处理量大小和每批加工时间的最优结合。要用手算完成这样一项计算是极其困难的。

8.7 整个塔的选择和设计

选择并规定一分离乙苯(EB)和乙基环己烷(ECH)的有效精馏塔，并导出适当的热量衡算和物料衡算。进料流率为 10lb·mol/h(4.54kg·mol/h)：75%(摩尔分数)ECH 和 25%(摩尔分数)EB。塔顶产物中 EB 含量必须小于 0.1%；塔底产物中 ECH 含量必须小于 5%。进料是在环境温度(25℃)下。塔顶馏出液和塔底产物的比热可分别取为 0.39 和 0.45 Btu/(lh)(℉)[1.63 和 1.89kJ/(kg)(K)]。EB 和 ECH 的常压沸点分别为 136.19℃和 131.78℃；它们的汽化热可分别取为 153 和 147Btu/(lb)(356 和 342kJ/kg)。可假定 EB 和 ECH 形成理想混合物。

计算步骤

1. 对所需理论级数做粗略估计 本步骤利用例 8.1 开发的方法。采用 Fenske - Underwood - Gilliland 法而非 McCabe - Thiele 法，因为沸点差小表明将需要较多平衡级。

适当的蒸气压可由 Antoine 方程求得

$$\lg P = A - \frac{B}{t + C}$$

式中 P 为蒸气压(mmHg)，t 为温度(℃)，其它符号为 Antoine 常数，对本案例，它们为

	A	B	C
乙苯(EB)	6.96	1424	213
乙基环己烷(ECH)	6.87	1384	215

所得蒸汽压标绘如图 8.22。

因为理想系统，相对挥发度 α 可由蒸气压之比值 P_{ECH}/P_{EB} 确定。如果确定如 50℃、100℃和 135℃的数值，则温度(及系统的压力)对相对挥发度的影响可表示如下：

温度/℃(℉)	P_{EB}/mmHg	P_{ECH}/mmHg	α
50(122)	35.1	44.4	1.265
100(212)	257	300	1.167
135(275)	738	824	1.117

随着系统温度和压力降低，相对挥发度有明显的增加。在二沸点相近的液体的情况，如目前的案例中，这可能意味着所需的平衡级数有显著的减少。这可通过应用如图 8.5 所示的 Fenske – Underwood – Gilliland 关联看到。横坐标为(0.999/0.001)/(0.95/0.05) = 19000，并假定 R/R_{min}为 1.3 和 α 为 1.265，要求 86 个理论级(沿纵坐标读得)，但是如果 α 为 1.117，则要求 176 个理论级(通过纵坐标向下外推)。但是，这种比较假定为等压塔。实际情况是，塔底压力将高得多，所以级数的差别虽然显著，但将不会如此悬殊。根据塔的压力，初步假定需要 100 个理论级似乎是合理的。

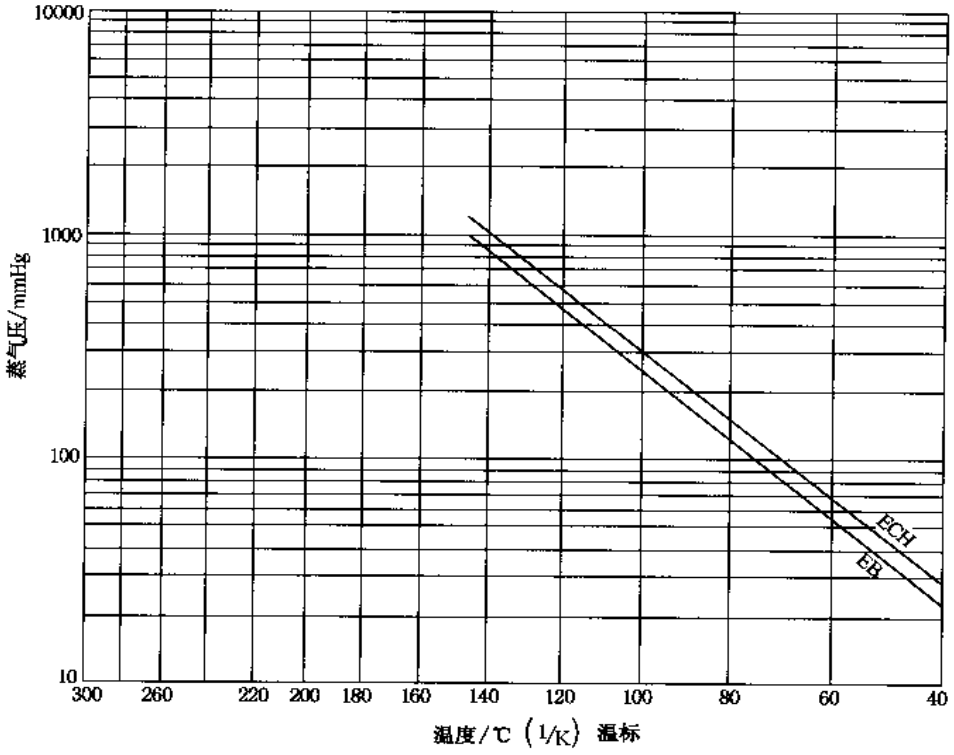


图 8.22 乙苯和乙基环己烷蒸气压(例 8.7)
(注：1mmHg = 0.133kPa)

2. 估计选用塔板、乱堆填料或规整填料的影响 推荐将塔顶压力设定为与采用水或空气冷凝器一致的尽可能低的合理的塔顶压力。在本案例中，压力将是 50mmHg，对应温度为 53℃(127°F)。

塔底压力通常选择为允许采用较易获得的加热介质(蒸汽或热油)，并保持在可能引起产物分解的温度以下。在 ECH – EB 系统中，分解不会成为需考虑的问题，而塔底压力仅为通过塔内构件的压降的函数。因为如步骤 1 所见，相对挥发度会随压力而有可观的变化，所以在本案例中安装低压降、高效率的塔内构件是有利的。

a. 错流塔板的评价。假定作为第一次试差需要 110 个平衡级。再假定在此应用中板式塔将以 70%的效率操作。那么，所需的实际塔板数为 110/0.7 = 157。

设每块塔板的压降为 3mmHg 是合理的。那么，再沸器的压力将是 50 + 3 × 157 =

521mmHg。在此压力下，相对挥发度(由图 8.22)为 1.14，那么该塔内的平均相对挥发度为(见步骤 1)(1.265 + 1.14)/2 = 1.2。由图 8.5 可见，平衡级数的估计值为 107，这证明初始选择 110 块塔板是合理的假设。

如果上部 25%的塔板(此处气相速度和由此造成的夹带最高)的板间距为 24in，而其余塔板的板间距为 18in，那么总设备高度可估算如下：

	ft(m)		ft(m)
塔板总高度：40(2ft) + 117(1.5ft) =	256	总塔高	278
塔顶分离区	4	裙座(尽量小以保证适当的泵的吸入头)	12
人孔：8(1.5ft) =	12		
再沸器	6	总设备高度	290(90)

b. 乱堆填料的评价。本步骤利用例 8.4 提供的信息。另一方面，认识到相对挥发度随压力增加而减小，估计实际的平衡级数目并校核图 8.5 的假设。如果选用 2 号有槽环形填料，压降应为每英尺 0.15in 水柱(每米 12mm 水柱)，而理论板(或级)当量高度 HETP 可能高达 3.5ft(超过 1m)。对乱堆填料，假定规定的分离要求 100 级。那么所需填料总高度为 100(3.5ft) = 350ft，需要至少 10 个独立填料床层。

现可导出塔的再沸器压力：

	mmHg		mmHg
通过填料(2 号有槽环)		通过 10 个分布器的压降	10
(350ft)(0.15in 水柱/ft) = 52in 水柱	98	塔顶压力	50
通过 10 块支承板的压降	10	再沸器总压	168

再利用图 8.22，求得塔底相对挥发度为 1.16，导致平均相对挥发度为 1.21。再由图 8.5，我们发现假定 100 级是合理的。

现在计算塔高：

	ft(m)		ft(m)
总填料高度	350	总塔高	398
填料层间距：9(4ft)	36	裙座	12
分离和分布	6		
再沸器	6	总设备高度	410(125)

c. 规整填料塔的评价。高效填料的一个例子(单位压降有许多级)是波纹丝网填料，填料段被装入塔内。此类填料之 HETP 为 10 ~ 12in(25 ~ 30cm)，而每平衡级的压降为 0.3 ~ 0.5mmHg(53Pa 或 0.22in 水柱)。假定需要 95 级，每级相当 12in 填料。那么 95ft 填料底部的压力可确定如下：

	mmHg		mmHg
通过丝网填料的压降：95(0.4mmHg/级) =	38	塔顶压力	50
通过四个分布器和填料支座的压降	8	再沸器总压	96

塔的平均相对挥发度为 1.22，95 块理论板的假定是合理的。

下一步骤是计算塔高：

	ft(m)		ft(m)
填料总高度	95	总塔高	119
填料层间的间距 3(4ft)	12	裙座	12
分离段和分布器	6		
再沸器	6	设备总高	131(40)

3. 板式塔、乱堆填料塔和规整填料塔间的选择 对本系统，似乎不可能安装单个的300ft的板式塔或400ft的乱堆填料塔。此外，多塔操作，由于其固有特性，也是不经济的。所以选择131ft的安装波纹丝网规整填料塔是合理的。但是，这类填料是相当昂贵的。所以在作出最终决定前应进行详细的经济分析。

4. 估算塔的直径 本步骤利用例8.2提供的信息。如果波纹丝网填料是最终选择，那么塔的尺寸可用适当的 F_c 因子估计。对这种填料通常范围是 $1.6 \sim 1.9[\text{lb}/(\text{ft})(\text{s}^2)]^{0.5}$，采用1.7是一合适的设计点。

为了确定该塔的气相流率，首先必须确定需要的回流比，然后建立塔的物料衡算。

利用Underwood方程(见例8.1)并由图8.3注意到 $\theta = 1.08$，

$$(L/D)_{min} = 1.22 \times 0.999/(1.22 - 1.08) + 1 \times 0.001/(1 - 1.08) \quad 1$$
$$= 7.69$$

利用任意选择的 R/R_{min} 为1.3，那么回流比 $L/D = 7.69 \times 1.3 = 10$。

物料衡算计算(见第二章)表明本系统塔顶产物的抽出量为7.38mol/h；因此，必需回流73.8mol/h，而塔顶的气相流率必为73.8 + 7.38 = 81.18mol/h。该气相由几乎纯的ECH组成，该组分的相对分子质量为112，所以塔顶质量流量为 81.18 × 112 = 9092lb/h (4133kg/h)。塔底物流量为2.62mol/h。

取该塔精馏段的平均压力为55mmHg(1.06psia)。假定这基本上由ECH组成并参考图8.22，对应的温度是55℃(131℉)。然后，利用理想气体定律，气相密度 $\rho_V = PM/(RT) = 1.06 \times 112/[10.73(460 + 131)] = 0.0187\text{lb}/\text{ft}^3$，式中 P 为压力，M 为相对分子质量，R 为气体常数，T 为热力学温度。(注意：对高于5atm的高压系统，应用气相非理想性关联式代替；见第三章。)然后，如例8.2中所讨论的，设计气相速度 $V = F_c/\rho^{0.5} = 1.7/0.0187^{0.5} = 12.43\text{ft/s}$。体积流率为(9092lb/h)/[(3600s/h)(0.0187lb/ft³) = 135ft³/s。那么塔的横截面积必须为 125/12.43 = 10.9ft²，而塔径必为 $[A/(\pi/4)]^{0.5} = (10.9/0.785)^{0.5} = 3.73\text{ft}(1.1\text{m})$。

5. 计算再沸器和冷凝器的热负荷 通过假定衡摩尔流(在本案例中并非不合理)和在冷凝器中不存在过冷(通常，设计合理的换热器中发生的冷却小于5℃)，热量衡算的集合可被简化。对衡摩尔流，汽化潜热可被平均，为150Btu/lb。

再沸器热负荷为三部分之和：

(1) 将馏出物(基本上由ECH组成)由25℃加热到53℃的焓：

(7.38lb·mol/h)(112lb/mol) × (53℃ - 25℃)(1.8℉/℃) [0.39Btu/(lb)(℉)] = 16240Btu/h

(2) 将塔底物料(基本上为EB)由25℃加热到75℃的焓：

(2.62lb·mol/h)(106lb/mol) × (75℃ - 25℃)(1.8℉/℃)[0.45Btu/(lb)(℉)] = 10575Btu/h

(3) 沸腾变成蒸气的焓：

(81.18 lb·mol/h)(106lb/mol)(152Btu/lb) = 1316580Btu/h

因此，再沸器的总热负荷为 16240 + 10575 + 1316580 = 1343390Btu/h(393310W)。至于冷

凝器的热负荷为(81.18 lb·mol/h)(112lb/mol)(147Btu/lb) = 1336550Btu/h(391350W)。

相关计算 蒸馏塔序列常用于多组分混合物的分离。提出的问题是：应以什么次序分离各组分？例如，某指定组分应在第一塔、第二塔、第 n 塔还是最后一塔分离？它应作为塔顶还是塔底组分分离？应考察每种方案的优点，但已发展了各种试探程序。例如(根据 Douglas, *Conceptual Design of Chemical Processes*, McGraw - Hill)：尽早脱除腐蚀性组分；尽早脱除反应组分；需要的组分作为馏出物而不是塔底产物脱除；首先脱除最轻的组分；使最高回收率的分离放至最后；使最困难分离放至最后；优先进行等摩尔分离。但是，信赖多种试探程序显然会导致相互矛盾的结果。

第 9 章　萃取和沥取

Frank H. Verhoff 博士
副总裁
美国技术公司
辛辛纳提，俄亥俄

9.1　多级逆流液－液萃取

在萃取塔中用纯乙醚从水溶液中萃取乙醇。含 30%(质量)乙醇的溶液以 370kg/h 的流量由塔顶进入。乙醚以 350kg/h 的流量由塔底进入。大约 90%的乙醇被萃取；即出口水溶液中乙醇的浓度约为 3%(质量分数)。平衡时富水和富乙醚组成对的实验数据如表 9.1 所列。计算出口萃余相(即残剩乙醇水溶液)和萃取相(即富集乙醇的乙醚溶液)的流量和组成。并计算所需的萃取级的数目。

【计算步骤】

1. 在直角三角形相图中标绘平衡组成　图 9.1 所示的标绘是这样制作的：令标记为 E 的顶点代表 100%乙醚，令标记为 A 的顶点代表 100%乙醇，和令标记为 W 的顶点代表 100%水。那么，沿横坐标的刻度代表乙醇的质量分数，沿纵坐标的刻度代表乙醚的质量分数。取表 9.1 中的每一对组成点，并将它们标绘在图上，用称为“连接线”的直线连接各给定组成对。(注意：对第一组成对，节点线与纵坐标的一部分重合，因为在二相中乙醇浓度均为 0.0。)通过节点线的各低端点画一曲线，再通过各高端点画另一曲线。

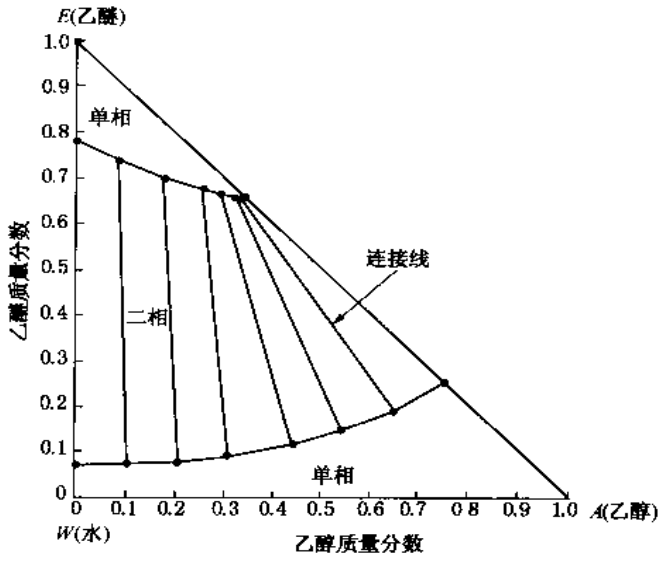


图 9.1　乙醇－水－乙醚系统的平衡相图(例 9.1)

这二条曲线将相图分为三个区域。落在最上面区域的任何组成仅由富乙醚相组成；落在最下面区域的任何组成仅由水相组成；落在中间区域的任何组成将由二个液相结合组成。

2. 计算系统中乙醚、乙醇和水的平均浓度　如果首先画出级联图(见图 9.2)，这一步骤更容易形象化。图中每一方块代表一萃取级，第 1 级是塔顶。第 N 级是塔底。标记为 L 的物流是水相物流；标记为 S 的物流是乙醚相(即溶剂相)物流。令给定的字母代表实际流量。

表 9.1 乙醇－水－乙醚系统的平衡数据(例 9.1)

相内质量分数					
水相			乙醚相		
乙醇	乙醚	水	乙醇	水	乙醚
0.0	0.075	0.925	0.0	0.225	0.775
0.1	0.077	0.823	0.090	0.170	0.740
0.2	0.090	0.710	0.175	0.120	0.705
0.31	0.095	0.595	0.250	0.080	0.670
0.44	0.118	0.442	0.290	0.05	0.660
0.530	0.150	0.320	0.31	0.035	0.655
0.645	0.195	0.160	0.33	0.019	0.651
0.75	0.25	0.0	0.35	0.0	0.65

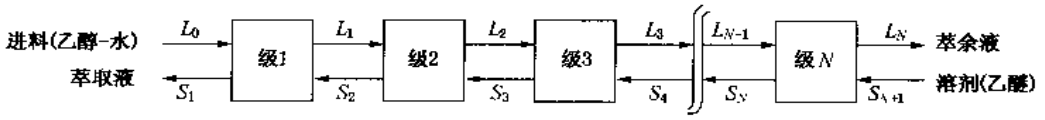


图 9.2 逆流多级液－液萃取级联图(例 9.1)

于是乙醇－水进料混合物 L_0 进入塔顶，乙醚溶剂相物流 S_1 则从塔顶离开。在塔底，乙醚溶剂物流 S_{N+1}进入，而萃余的水相物流 L_N 离开。

现在，乙醚的平均浓度 W_{EM}和乙醇的平均浓度 W_{AM}可由下列方程计算

$$W_{AM} = \frac{L_0 W_{E,0} + S_{N+1} e_{E,N+1}}{L_0 + S_{N+1}}$$

$$W_{AM} = \frac{L_0 W_{A,0} + S_{N+1} e_{A,N+1}}{L_0 + S_{N+1}}$$

式中 L_0 为水相进料流率，S_{N+1}为溶剂相进料流率，$W_{E,0}$和 $W_{A,0}$分别为进料水相中乙醚和乙醇浓度，$e_{E,N+1}$和 $e_{A,N+1}$分别为进料乙醚(溶剂)相中乙醚和乙醇浓度。那么

$$W_{EM} = \frac{370 \times 0 + 350 \times 1.0}{370 + 350} = 0.49$$

$$W_{AM} = \frac{370 \times 0.3 + 350 \times 0}{370 + 350} = 0.154$$

而利用差值，水的平均浓度为(1.0－0.49－0.154)＝0.356。

3. 计算出口萃余物流和萃取物流组成 重新标绘(或勾画)没有连接线的图 9.1(图 9.3)。在图 9.3 上标绘平均浓度点 M。现根据物料平衡原理，出口浓度必位于两相边界线上，并在通过平均浓度点的直线上。已知我们想要出口浓度为 3%(质量分数)乙醇的水相。该浓度对

应于图上的 L_N 点。在 L_N 点，可看出乙醚浓度为 7.6%(质量分数)(在本案例中，此数值可由表 9.1 的水相数据数值外推更精确的求得)。因此，萃余相物流的组成为 3%(质量分数)乙醇、7.6%乙醚和(利用差值)89.4%水。

为确定出口萃取物流的组成，延长直线 L_NM 至与乙醚相边界相交于点 S_1，并由图读得组成。求得该点组成为 69%乙醚、22%乙醇和 9%水。

4. 计算出口萃余物流和萃取物流的流率 建立总物料衡算：

$$S_1 + L_N = L_0 + S_{N+1} = 370 + 350 = 720$$

式中(见图 9.2) S_0 和 L_{N+1} 是进口物流(见步骤 2)，而 S_1 和 L_N 分别是出口萃取和萃余物流。

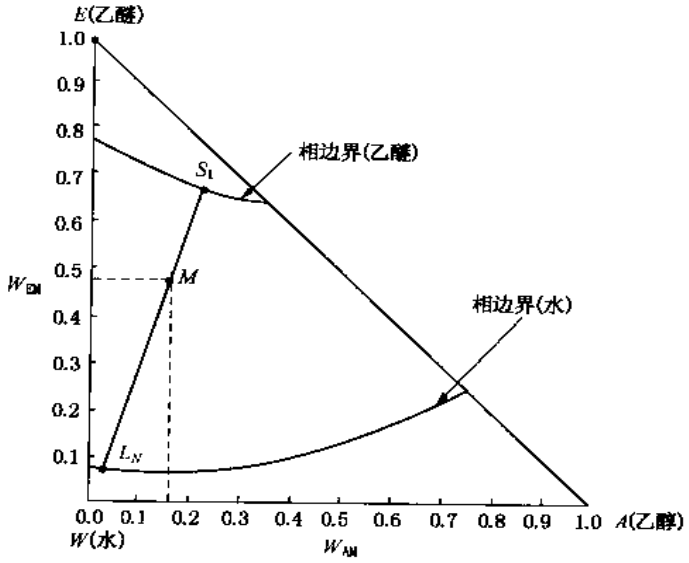


图 9.3 萃取塔的总物料衡算(例 9.1)

现利用步骤 3 求得的组成，建立乙醚的物料衡算方程：

$$S_1(0.69) + L_N(0.076) = 370 \times 0 + 350 \times 1.0 = 350$$

联立求解总物料衡算方程和乙醚物料衡算方程得到出口萃余相物流 L_N 为 239kg/h，而出口萃取物流 S_1 为 481kg/h。

5. 计算需要级数 级数可在包括连接线的图 9.1 上图解求得(为方便重复如图 9.4)。在图上标绘与 L_0(30%乙醇，0%乙醚)和 S_1(69%乙醚，22%乙醇)对应的点，画出通过这二点的直线并向上延伸。类似地，标绘与 L_N(3%乙醇，7.6%乙醚)和 S_{N+1}(100%乙醚)对应的点，画出通过这二点的直线并向上延伸。将二直线的交点标记为 Δ。

现在，通过由 S_1 点向下向水相边界线画内插连接线开始画计算级数的阶梯。将它们的交点标记为 L_1。画出 L_1 和 Δ 的连线，将该线与乙醚相边界线的交点标记为 S_2。然后，重复上述步骤，画出通过 S_2 的连接线，并与水相边界线相交于 L_2。重复这些步骤直到到达乙醇含量小于 L_N 点的乙醇含量的水相边界。计算涉及的阶梯数。在本案例中需要 6 个阶梯。于是，萃取操作需要 6 级。

相关计算 本基本计算方法可推广到有回流的逆流多级萃取的情况。这种基本萃取塔的草图如图 9.5 所示。对该萃取塔，萃取段有 N 级，从 1E 到 NE，而反萃段有 M 级，从 1S 到 MS。

全塔的总物料衡算和溶剂分离器、进料级和溶剂混合器的物料衡算可分别进行。然后如上所述进行萃取段和反萃段的计算。

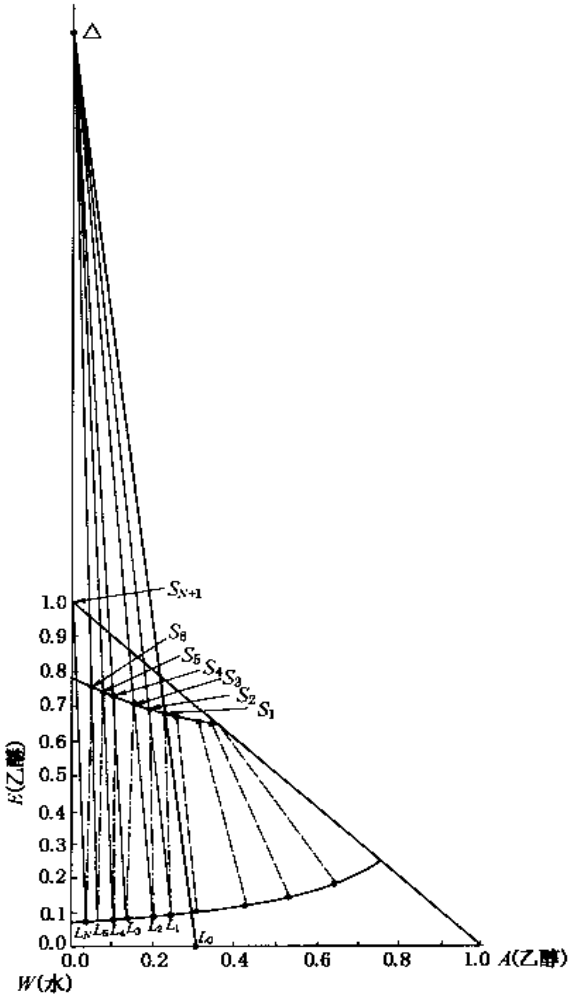


图 9.4 级数的确定(例 9.1)

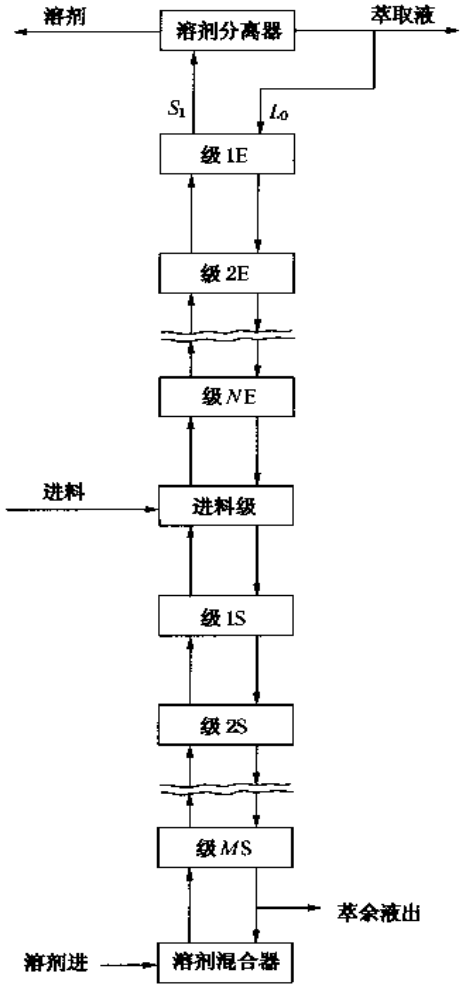


图 9.5 回流萃取器

9.2 多级逆流沥取

热水被用于在图 9.6 所示的等温多级逆流系统中从海草沥取蛋白质。海草淤浆由 48.1% 的固体、2.9%的蛋白质和 49%的水组成，以 400kg/h 的流量进入系统。热水的进料流量为 500kg/h。要求出口底流(废海草)无固基蛋白质最大残余浓度为 0.2%。表 9.2 所示为按如下操作获得的实验数据：(1)通过混合让海草和热水接触一段时间；(2)停止混合，让海草沉淀；(3)从淤浆(底流)相和上部萃取(溢流)相取样。计算所需的平衡沥取级数。

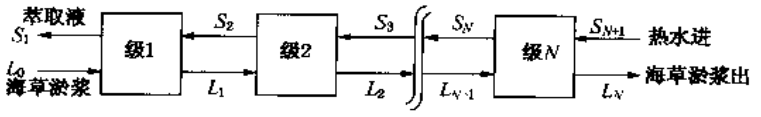


图 9.6　逆流多级沥取级联图(例 9.2)

【计算步骤】

1. 计算每一实验数据操作中固体对总液体的质量比和二相中每一相的无固基蛋白质质量浓度　令 N_o 和 N_u 分别标记溢流相和底流相中固体对总液体的质量比。类似地，令 x_o 和 x_u 分别标记溢流相和底流相中无固基的蛋白质质量浓度。例如，对操作 1，

$$N_o = \frac{0.002}{0.952 + 0.046} = 0.002$$

$$N_u = \frac{0.432}{0.542 + 0.026} = 0.760$$

$$x_o = \frac{0.046}{0.952 + 0.046} = 0.046$$

$$x_u = \frac{0.026}{0.542 + 0.026} = 0.046$$

表 9.2　海草－水系统平衡数据(例 9.2)

操作编号	相内质量分数					
	萃取(溢流)相			淤浆(底流)相		
	水	溶液蛋白质	固体	水	溶液蛋白质	固体
1	0.952	0.046	0.002	0.542	0.026	0.432
2	0.967	0.032	0.001	0.546	0.019	0.417
3	0.979	0.021	0.00	0.586	0.013	0.401
4	0.989	0.011	0.0	0.5954	0.0066	0.398
5	0.994	0.006	0.0	0.5994	0.0036	0.397
6	0.998	0.002	0.0	0.6028	0.0012	0.396

所有操作的计算结果如下所列(为步骤 2 的方便次序重新排列)：

操作序号	x_u	N_u	x_o	N_o
1	0.046	0.760	0.046	0.002
2	0.032	0.715	0.032	0.001
3	0.022	0.669	0.021	0
4	0.011	0.661	0.011	0
5	0.006	0.658	0.006	0
6	0.002	0.656	0.002	0

2. 标绘平衡数据 见例 9.1 中的步骤 2。但是，在本案例中，采用矩形而不是三角形相图。横坐标为 x，见上述；类似地，纵坐标为 N。对每一操作，标绘 x_o、N_o 和 x_u、N_u 并用连接线连接数据对。然后，将各 x_o、N_o 点相连得到溢流平衡线，类似地，将各 x_u、N_u 点相连得到底流平衡线。结果如图 9.7 所示。

3. 计算 x 和 N 的平均值 参考例 9.1 中的步骤 2。在本案例中，平均值可由下列方程求得

$$x_M = \frac{L_0 W_{P,0} + S_{N+1} e_{P,N+1}}{L_0(W_{P,0} + W_{W,0}) + S_{N+1}(e_{P,N+1} + e_{W,N+1})}$$

$$N_M = \frac{L_0 W_{S,0} + S_{N+1} e_{S,N+1}}{L_0(W_{P,0} + W_{W,0}) + S_{N+1}(e_{P,N+1} + e_{W,N+1})}$$

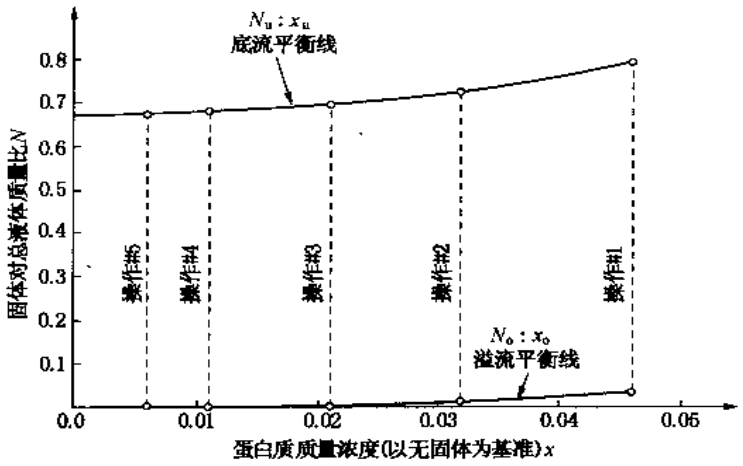


图 9.7 海草、热水系统的平衡数据(例 9.2)

式中 x_M 是无固基蛋白质平均质量浓度，N_M 是固体与总液体平均质量比，L_0 是海草淤浆进料流率，W_{P0}、W_{W0} 和 W_{S0} 分别是海草淤浆中蛋白质、水和固体质量分数，S_{N+1} 是热水进料流率，和 $e_{P,N+1}$、$e_{W,N+1}$ 和 $e_{S,N+1}$ 分别是进料热水中蛋白质、水和固体质量分数。

那么

$$x_M = \frac{400 \times 0.029 + 500 \times 0}{400(0.029 + 0.49) + 500(0 + 1)}$$

$$= 0.0164$$

$$N_M = \frac{400 \times 0.481 + 500 \times 0}{400(0.029 + 0.49) + 500(0 + 1)}$$

$$= 0.272$$

4. 计算产物萃取(溢流)物流中蛋白质的浓度 重新标绘(或勾画)无连接线的图 9.7(图

9.8)。在此图上标绘 x_M、N_M 点。沿底流平衡线确定对应要求的最大蛋白质残余浓度 0.2% 或 0.002 质量分数的 L_N 点的位置。现在，根据质量衡算，出口浓度必在二平衡线上，并在通过 x_M、N_M 点的直线上。所以画一通过 L_N 点和 x_M、N_M 点的直线，并延长至溢流平衡线，将交点标记为 S_1。然后，读得出口溢流中蛋白质浓度为 0.027 质量分数或 2.7%。(注意事实上在该物流中没有固体，所以 S_1 点的 N 值实际上为零。)

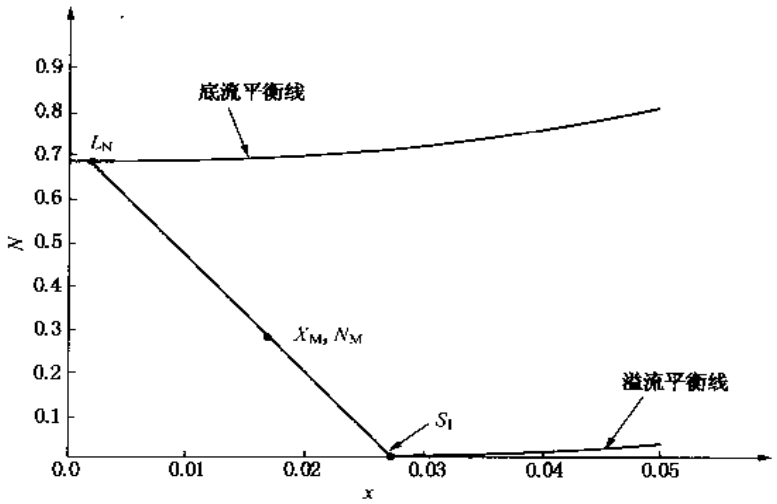


图 9.8　沥取系统的总物料衡算(例 9.2)

5. 计算级数　参考步骤 1，分别计算二股进料物流的 x 和 N 的数值。于是，对海草淤浆

$$N_{L,0} = \frac{0.481}{0.49 + 0.029} = 0.927$$

$$x_{L,0} = \frac{0.029}{0.49 + 0.029} = 0.0559$$

对进料热水，$N_{S,N+1}$和 $x_{S,N+1}$均为零，因为该物流不含固体和蛋白质。

现在，级数可以类似于例 9.1 步骤 5 的方式，在包括连接线的图 9.7 上图解求得(重画为图 9.9)。在图 9.9 上标绘点 L_0(即 $x = 0.0559$，$N = 0.927$)和点 S_1(由图 9.8)，作出通过此二点的直线，并向下延长。类似地，标绘点 S_{N+1}(即 $x = 0$，$N = 0$)和点 L_N，作出通过此二点的直线，并向下延长。将二直线的交点标记为 Δ。

现在，作出通过 S_1 点的内插连接线直至底流平衡线开始画计算级数的阶梯。将它们的交点标记为 L_1。画出 L_1 和 Δ 的联线，将该线与溢流平衡线的交点标记为 S_2。然后，重复上述步骤，画出通过 S_2 的连接线，并与底流平衡线相交于 L_2。重复这些步骤直到到达底流平衡线上蛋白质含量小于 L_N 点处。计算涉及的阶梯数。在本案例中需要 5 个阶梯。于是，该沥取操作需要 5 个平衡级。

相关计算　本例属于变底流条件的案例。但是，同样的方法也可用于恒定底流条件。

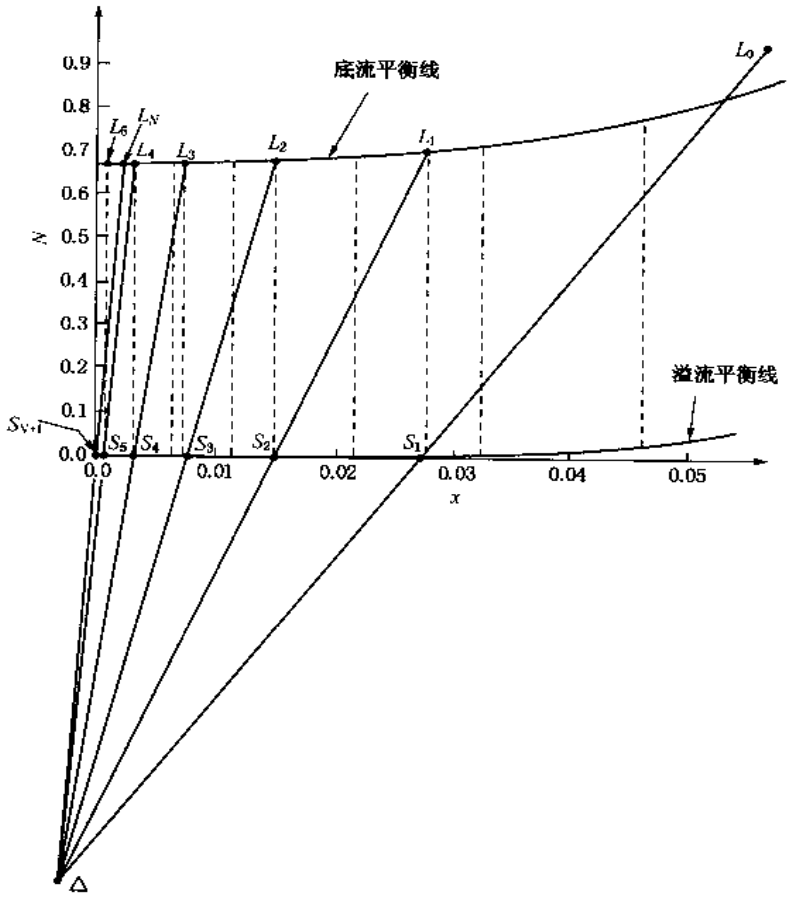

底流平衡线
溢流平衡线
L_0
L_N
L_6
L_4
L_3
L_2
L_1
S_{N+1}
S_5
S_4
S_3
S_2
S_1
y
x
0.0
0.1
0.2
0.3
0.4
0.5
0.6
0.7
0.8
0.9
0.01
0.02
0.03
0.04
0.05
Δ

图 9.9 测定级数(例 9.2)

第 10 章　结　　晶

James R. Beckman 博士
副教授兼副主席
化学和材料工程系
亚利桑那州立大学
坦普，亚利桑那

10.1　冷却产生无水盐固相

初始温度为 100℃(212°F)、浓度为 65.2%(质量分数)的硝酸钾水溶液逐渐冷却至 10℃(50°F)。作为温度函数的 KNO_3 固体产量是多少？如果原始溶液量为 50000lb (22680kg)，10℃时产生 KNO_3 固体多少磅？

【计算步骤】

1. 将质量分数转换为摩尔分数　为了在下一步骤利用图 10.1，必须确定原始溶液中 KNO_3 的摩尔分数。计算步骤如下：

化合物	原始溶液中的质量/g	÷	相对分子质量	=	mol	摩尔分数
KNO_3	0.652		101.1		0.00645	25.0
H_2O	0.348		18.0		0.01933	75.0
总　计	1.000				0.02578	100.0%

2. 计算作为温度函数的固体产率　图 10.1 为作为温度函数的饱和 KNO_3 溶液的组成。冷却过程中形成的固体将为 100% 的 KNO_3，因为 KNO_3 是无水的。固体产率为固体 KNO_3 与原溶解 KNO_3 的比值。由图 10.1 可见，在温度降到 85℃以前，没有固体从 25%(摩尔分数)的溶液中生成。随着继续冷却，固体 KNO_3 将不断生成，而(饱和)溶液的浓度将不断下降。例如，在 70℃时，溶液将含 20% KNO_3(80% H_2O)。如假设有 100 mol 原始溶液，那么开始时将有 25 mol KNO_3 和 75 mol H_2O。冷却过程中水量不变，而会有固体形成。因此，在 70℃时，溶解的固体量为[$(0.20KNO_3)/(0.80H_2O)$]($75molH_2O$) = $18.8molKNO_3$，或将生成 25 − 18.8 = 6.2mol KNO_3 固体。因此 70℃时晶体产率为(6.2/25) × 100% = 24.8%。

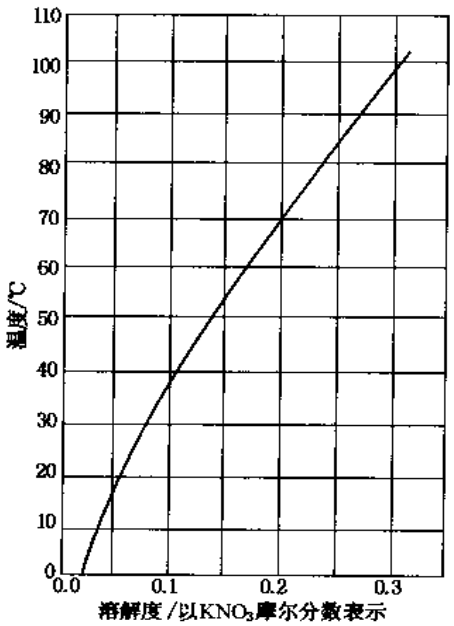


图 10.1　KNO_3 在水中的溶解度对温度的关系

类似地，在约 40℃时，KNO_3 的溶解度为 10%，这使溶液中留有[$(0.10\ KNO_3)/(0.9\ H_2O)$]($75mol\ H_2O$) =

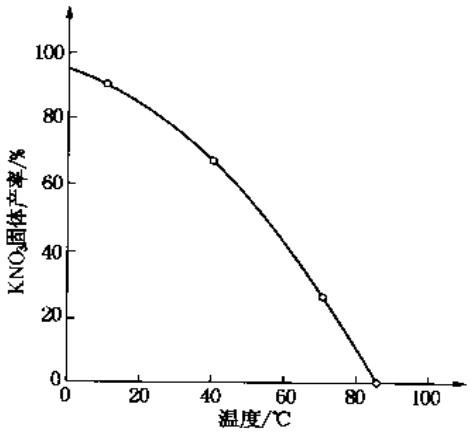


图 10.2 KNO_3 的产率对温度的关系(例 10.1)

8.3molKNO_3。因此，当溶液冷却至此温度时将有 25 − 8.3 = 16.7mol KNO_3 沉淀出来。因此，40℃时固体产率为 16.7/25 = 66.8%。最后，在 10℃时 KNO_3 的溶解度降为 3%，给出固体产率为 91%。图 10.2 扼要表示了作为温度函数的 KNO_3 固体产率。

3. 计算 10℃时的固体质量 10℃时形成的固体质量为固体产率(91%)乘以初始存在于 100℃母液中的 KNO_3 质量。50000lb 母液中的初始 KNO_3 质量为 50000lb × 0.652 = 32600lb。10℃时形成的 KNO_3 固体质量为 32600 × 0.91 = 29670lb(13460kg)。

相关计算 本法可用于计算从间歇或定态冷却结晶器产生的任何无水盐的产率。对水合盐，见例 10.3。

10.2 沸腾产生无水盐固相

初始含 15%(摩尔分数) KNO_3 的水溶液将在 70℃(158°F)加热沸腾给出固体 KNO_3 最终产率为 60%。初始水中将有多少必需沸腾除去？最终液体将具有什么组成？

【计算步骤】

1. 求出最终液体组成 利用图 10.1 确定 70℃时饱和水溶液中 KNO_3 的溶解度。由图可见，KNO_3 的溶解度为 20%(摩尔分数)。

2. 计算沸腾除去的水量 以 100 mol 初始溶液为基准。那么初始有 15molKNO_3 和 85molH_2O。为了给出 60%的固体产率，那么必需从溶液中沉淀出 0.60 × 15mol = 9mol KNO_3，而在溶液中剩下 15 − 9 = 6molKNO_3。由步骤 1，70℃时 KNO_3 的溶解度为 20%。因此，仍留在溶液中的水量为 6mol × (0.80/0.20) = 24molH_2O，要求必需沸腾除去 85 − 24 = 61 mol H_2O。沸腾除去水的比例为 61/85 = 72%。

相关计算 本法可用于确定从产生无水盐的沸腾结晶器中沸腾除去的水量。对水合盐，见例 10.4。

10.3 冷却产生水合盐固相

35%(质量分数)之 $MgSO_4$ 溶液初始温度为 200°F(366K)。如果溶液被冷却(无汽化)至 70°F(294K)，将形成何种固体水合物？如果该结晶器在进料量为 10000lb/h(4540kg/h)下操作，每小时产生多少磅结晶？固相产率将为多少？

【计算步骤】

1. 确定水合物的形成 如相图(图 10.3)所示，初始含 35%(质量分数)$MgSO_4$ 之溶液在冷却至 70°F❶ 时形成与 $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ 水合固体(点 *B*)平衡之含 27%(质量分数)$MgSO_4$ 之饱和溶液(对应于点 *A*)。在这些条件下，平衡时无其它水合物存在。现因 $MgSO_4$ 和 $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ 的相对分子质量分别为 120 和 246，固相水合物含(120/246) × 100% = 48.8%(质量分数) Mg-

❶原文误排为 70℃，译者注。

SO_4；固相其余部分为晶体晶格结构中的 H_2O。

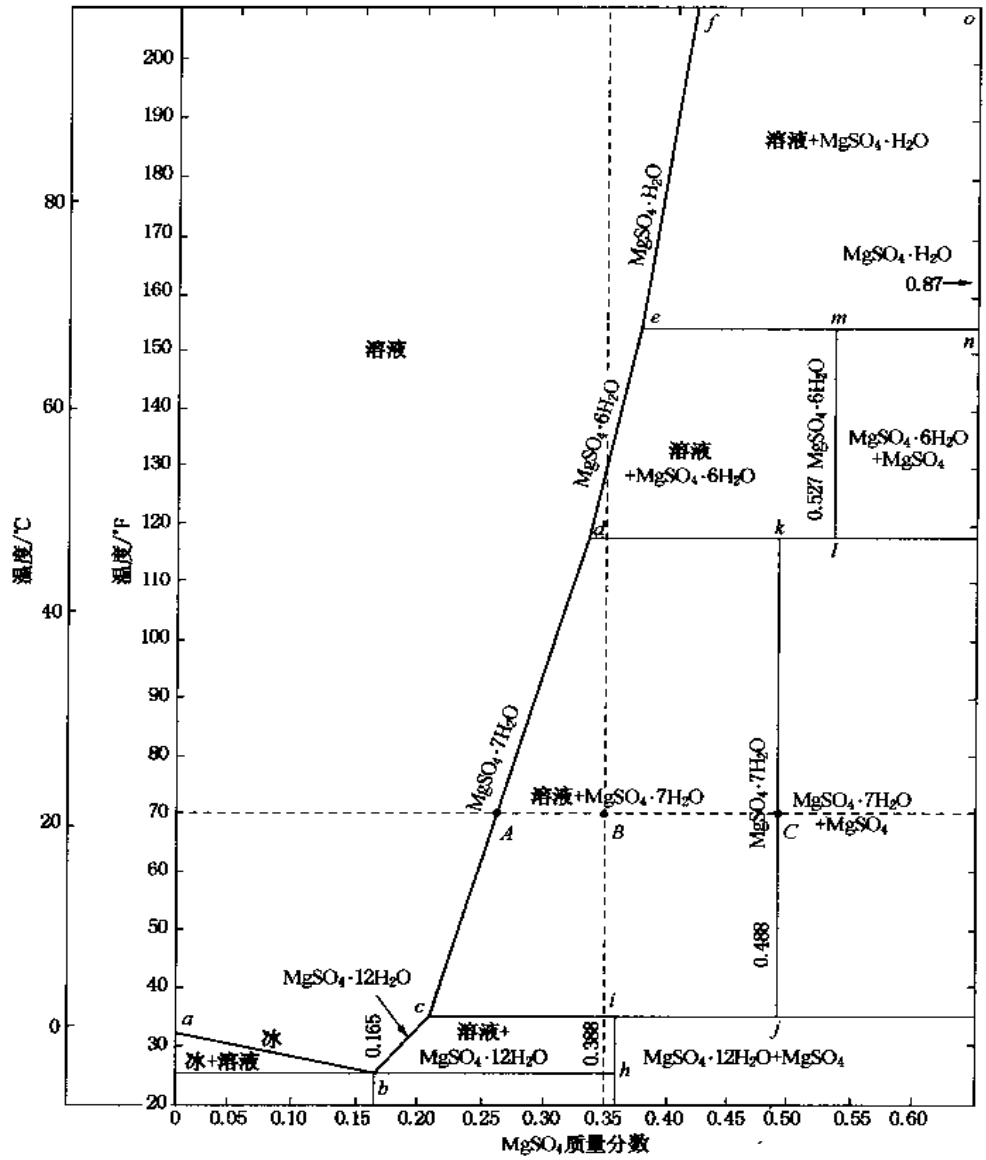


图 10.3　$MgSO_4 \cdot H_2O$ 的相图(取自 *Perry – Chemical Engineer's Handbook*, *McGraw – Hill*, 1963)

2. 计算结晶产量和固相产率　令 L 为形成的液相质量和 S 为形成的固相质量。那么，对 10000lb/h 进料溶液，$L + S = 10000$，和(利用 $MgSO_4$ 的物料衡算)$0.35 \times 10000 = 0.27L + 0.488S$。解这二个方程得到 $L = 6330$ lb/h 液相和 $S = 3670$ lb/h $MgSO_4 \cdot 7H_2O$。

现在，固相产率以 $MgSO_4$ 而不是 $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ 为基准。由步骤 1 知，3670 lb/h 固相中 48.8%(质量分数)为 $MgSO_4$，所以含 $3670 \times 0.488 = 1791$ lb$MgSO_4$。进入系统的 $MgSO_4$ 总量为 $0.35 \times 10000 = 3500$ lb/h。因此，固相产率为 $1791/3500 \times 100\% = 51.2\%$。

令人感兴趣的是，通过形成固体(水合物)从系统中除去的水量为 $3670(1 - 0.488) = 1879$ lb/h。

相关计算 本法可用于计算从间歇或定态冷却结晶器产生的任何水合盐的产率。

步骤 2 中，L 和 S 也可通过将反杠杆规则用于图 10.3 中的线段 AB 和 AC 求得。那么，$S/(S+L)=S/10000=AB/AC=(0.35-0.27)/(0.488-0.27)$；因此，$S=3670$ lb/h。

10.4 沸腾产生水合盐固相

考虑 40000lb/h(18150kg/h)25%(质量分数)的 $MgSO_4$ 溶液在 200°F(366K)下加入一蒸发结晶器，以 15000lb/h(6800kg/h)的速率沸腾除水。结晶器在真空条件下在 130°F(327K)下操作。确定固相组成、固相产量和固相产率。并计算该过程所需的能量加入速率。

【计算步骤】

1. 确定水合物的形成(固相组成) 因为除去 15000 lb/h 水，产物淤浆具有 $MgSO_4$ 总组成 0.25 × 40000 lb/(40000 lb − 15000 lb) = 40.0%(质量分数)$MgSO_4$。由图 10.3 可见，系统在 130°F和总 $MgSO_4$ 组成为 40.0%(质量分数)时，将产生与 34.5%(质量分数) $MgSO_4$ 水溶液平衡的 $MgSO_4\cdot 6H_2O$。因为 $MgSO_4$ 和 $MgSO_4\cdot 6H_2O$ 的相对分子质量分别为 120 和 228，固相水合物为(120/228) × 100% = 52.7% $MgSO_4$ 和 43.7%水。

2. 计算固相产量 令 L 为形成的液相质量和 S 为形成的固相质量。那么，40000 lb/h 进料溶液脱除 15000 lb/h 水后有 $S+L=40000-15000$，和(利用 $MgSO_4$ 的物料衡算)$0.25\times 40000=0.527S+0.345L$。解这二个方程得到 $L=17450$ lb/h 液相和 $S=7550$ lb/h (3425kg/h)$MgSO_4\cdot 6H_2O$ 固体。

3. 计算固相产率 固相产率以 $MgSO_4$ 而不是 $MgSO_4\cdot 6H_2O$ 为基准。由步骤 1，7550 lb/h 固相中 52.7%(质量分数)为 $MgSO_4$，所以其中含 7550 × 0.527 = 3979 lb/h$MgSO_4$。进入系统的 $MgSO_4$ 总量为 0.25 × 40000 = 10000 lb/h。因此，固相产率为 3979/10000 × 100% = 39.8%。

4. 计算能量加入速率 图 10.4 所示为该蒸发结晶器的质量流率，以及用箭头表示能量加入。结晶器的能量衡算给出 $Q=VH_V+LH_L+SH_S-FH_F$，式中 $H's$ 为各物流焓。由图 10.5 知，$H_L=-32$Btu/lb，$H_S=-110$Btu/lb(外推到 52.7%)，$H_F=52$Btu/lb。水蒸气的焓值 H_V 略微多花点功夫方可取得。图 10.5 所用的水的焓的基准是 32°F的液体；这可由如下事实导出：该图表示 32°F的纯水(即 0%的 $MgSO_4$ 溶液)的焓值为 0。大多数蒸汽表的基准为 32°F的液体水。由这种蒸汽表可得，130°F的蒸汽的 H_V 值约为 1118 Btu/lb(压力校正很小，可忽略)。因此 $Q=15000\times 1118+17450\times(-32)+7550\times(-110)-40000\times 52=13.3\times 10^6$Btu/h

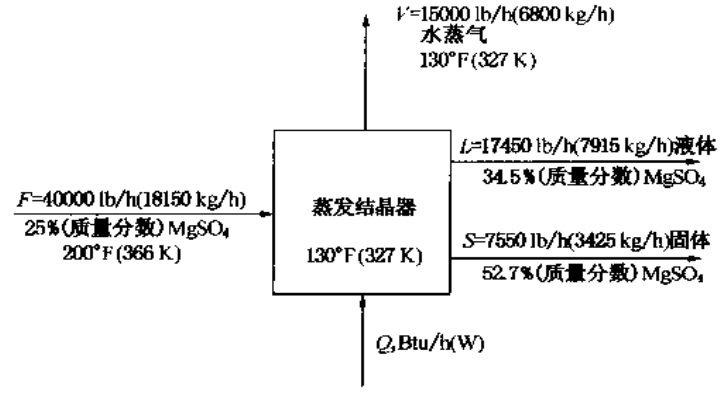


图 10.4 蒸发结晶器的物流图(例 10.4)

(3900kW)能量加入结晶器。产生每磅固体加入能量为 $13.3\times10^6/7550=1760$Btu(1860kJ)。

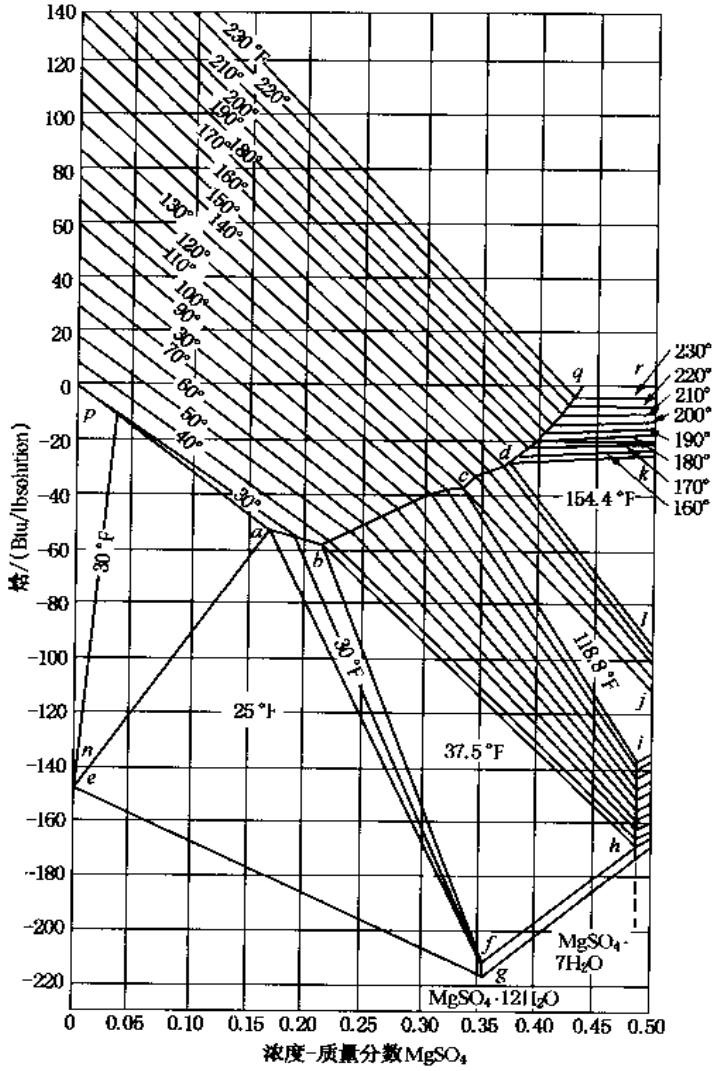


图 10.5 $MgSO_4\cdot H_2O$ 系统的焓 - 浓度图(注：1Btu/lb = 2.236kJ/kg)

(取自 *Perry - Chemical Engineer's Handbook*, *McGraw - Hill*, 1963)

相关计算 本法可用于计算产生任何水合或无水结晶固体的蒸发结晶器或冷却结晶器的产率、沸腾脱水量(如有)和加入的能量。

10.5 结晶分离苯和萘

100000lb/h(45358kg/h)❶ 含 80%(质量分数)萘的 70℃(158°F)进料进入一冷却结晶器。为使仅含萘的固体产量最大，结晶器应在什么温度下操作？在此温度下，萘的固体产率是多少？从结晶器移出的总能量是多少？固体萘用离心机与母液分离，留下一些固体溶液(含 10%(质量分数)固体)粘附于固体上。固体融化后，萘的最终纯度为多少？

❶原文误排为(4536kg/h)，译者注。

【计算步骤】

1. 确定结晶器适宜的操作温度 图 10.6 表示苯和萘的互溶度。大部分萘可通过冷却到 -3.5℃(25.7°F)的最低共熔温度(即结晶器的操作温度)结晶出来，此温度下，萘在溶液中的溶解度为最小值，18.9%(质量分数)(如果有人试图在低于此温度下操作，则整个系统将变成固体)。

2. 计算固体产率 固体产率为产生之萘固体(对应图 10.6 之 C 点)与进料液体中之萘(B 点)的比值。点 A 对应于残留母液中之萘。于是，利用反杠杆规则，求得萘固体产量 S 为：$S = 100000(AB/AC) = 100000 \times (0.8-0.189)/(1.0-0.189) = 75300$ lb/h(残留 100000 - 75300 = 24700 lb/h 于母液中)。固体产率为 75300/80000 × 100% = 94.1%。各物流如图 10.7 所示。

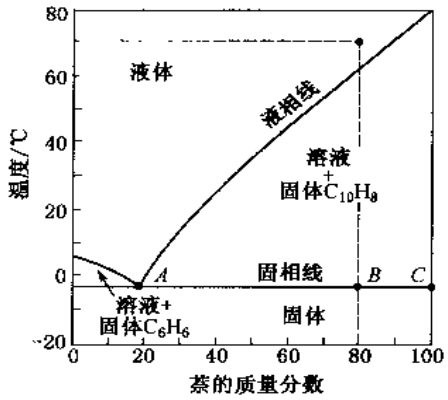


图 10.6 简单最低共熔系统萘 - 苯的相图

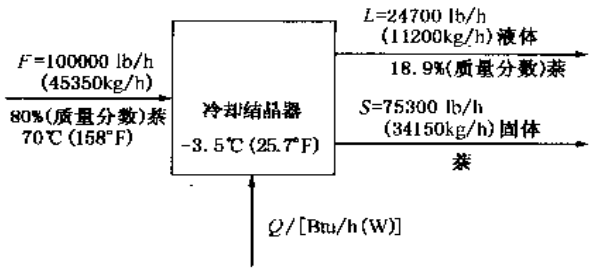


图 10.7 冷却结晶器物流图(例 10.5)

3. 计算移除的能量 结晶器的能量衡算(见图 10.7❶)给出 $Q = LH_L + SH_S - FH_F$，式中 Q 为加入的热量(或移除的热量，如果溶解热证明为负)；L、S 和 F 分别为母液、固体产物和进料流率；而 H_L、H_S 和 H_F 为上述物流相对于基准温度的焓。选择基准温度为 70℃，所以 $H_F = 0$。

关于建立能量衡算的规定，见例 2.7。由手册中可查得，萘的融化热为 64.1 Btu/lb，而在本案例考虑的温度范围内，液体苯和萘的比热可分别取为 0.43 和 0.48 Btu/(lb)(°F)。

那么，对母液(由 18.9%(质量分数)的萘和 81.1%(质量分数)的苯组成)，$H_L = (-3.5℃ - 70℃)(1.8°F/℃)(0.48 \times 0.189 + 0.43 \times 0.811) = -58.1$Btu/lb。对必须由 70℃冷却到 -3.5℃然后固化的产物萘，$H_S = (-3.5℃ - 70℃)(1.8°F/℃)(0.48) - 64.1 = -127$Btu/lb。

因此，加入结晶器的热量为 $Q = 24700 \times (-58.1) + 75300 \times (-127.6) - 100000 \times 0 = -11.0 \times 10^6$Btu/h(3225kW)。因为 Q 值为负，所以这为需从结晶器移出的热量。

4. 计算熔化产物结晶获得萘的纯度 粘附于固体的母液为 75300 的 10%，或 7530lb。

熔化后萘的总量为 75300 + 0.189 × 7530 = 76720lb。苯的质量(由于母液中含有苯)为 7530(1 - 0.189) = 6100lb。因此，产物纯度为 76720/(76720 + 6100) × 100% = 92.6%萘。

相关计算 本法可用于分离含有不同熔点组分的有机混合物，例如混合二甲苯。在沸点接近而具有明显差别的熔化温度的场合，已发现通过结晶分离有机混合物在工业上的重要

❶原文误排为图 10.5，译者注。

性。因为熔化热与汽化热之间的低比值，与沸腾过程相比，熔化所需能量较少。

10.6 已知晶体大小分布(CSD)的分析

一淤浆含有大小分布函数已知为 $n = 2\times10^5 L\cdot\exp(-L/10)$ 的晶体，式中 n 为 $1cm^3$ 淤浆中大小为 L(单位为 μm)的颗粒的数量。晶体为球形，密度为 2.5g/mL。确定晶体的总数。确定单位体积淤浆中固体的总面积、总体积和总质量。确定数量加权平均、长度加权平均和面积加权平均的固体颗粒大小。颗粒的变异系数为多少？作图表示颗粒大小在 L 以下的颗粒的累计质量分数。

【计算步骤】

1. 计算单位体积淤浆的颗粒总数 本步骤和下一计算步骤需要计算 $\int_0^\infty nL^j dL$，即(由上述关于 n 的方程) $2\times10^5\int_0^\infty L^j\exp(-L/10)dL$，式中 L 定义如上，和 j 按照特定计算步骤而变。由积分表，通用的积分求得为 $2\times10^5[(j+1)!/(1/10)^{j+2}]$。

为计算颗粒数，$j=0$，而答案是分布的零阶矩(标记为 M_0)。颗粒总数 N_T 为 $2\times10^5[(0+1)!/(1/10)^{0+2}]$ = 每立方厘米淤浆含 2×10^7 个颗粒。

2. 计算分布的一阶矩 对应于每立方厘米淤浆颗粒"总长度"的量 M_1 本身没有物理意义，但被用于下列步骤中计算各平均值。它对应于 $j=1$ 时步骤 1 中的积分。于是，$M_1 = 2\times10^5[(1+1)!/(1/10)^{1+2}]$ = 每立方厘米淤浆 $4\times10^8\mu m$。

3. 计算单位体积淤浆的颗粒总面积 总面积 $A_T = k_A M_2$，式中 k_A 是形状因子(见下)和 M_2 是分布的二阶矩，即 $j=2$ 时步骤 1 中的积分。某些形状因子如下：

晶体形状	k_A 值	晶体形状	k_A 值
立方体	6	八面体	$2\sqrt{3}$
球	π		

那么，在本案例中，$A_T = \pi(2\times10^5)[(2+1)!/(1/10)^{2+2}]$ = 每立方厘米淤浆 $3.77\times10^{10}\mu m^2(377cm^2)$。

4. 计算单位体积淤浆的晶体总体积 单位体积淤浆的固体体积 $V_T = k_V\int_0^\infty nL^3dL = k_V M_3$，式中 k_V 是所谓体积形状因子(见下)和 M_3 是分布的三阶矩，即 $j=3$ 时步骤 1 中的积分。某些体积形状因子如下：

晶体形状	K_V 值	晶体形状	K_V 值
立方体	1	八面体	$\sqrt{2}/3$
球	$\pi/6$		

那么，在本案例中，$V_T = (\pi/6)(2\times10^5)[(3+1)!/(1/10)^{3+2}]$ = 每立方厘米含淤浆 $2.51\times10^{11}\mu m^3(0.251cm^3)$。

5. 计算单位体积淤浆的固体总质量 固体总质量 $M_T = \rho_S V_T$，式中 ρ_S 为晶体密度。于是，$M_T = (2.5g/cm^3)$(每立方厘米淤浆 $0.251cm^3$) = 每立方厘米含淤浆 0.628g。

6. 计算晶体平均大小 数量加权平均晶体尺寸 $\bar{L}_{1,0} = M_1/M_0$。于是，$L_{1,0} = (4 \times 10^8)/(2 \times 10^7) = 20\mu m$。长度加权平均 $\bar{L}_{2,1} = M_2/M_1$。于是，$\bar{L}_{2,1} = 2 \times 10^5[(2+1)!/(1/10)^{2+2}]/(4 \times 10^8) = (12 \times 10^9)/(4 \times 10^8) = 30\mu m$。和面积加权平均 $\bar{L}_{3,2} = M_3/M_2$。于是，$\bar{L}_{3,2} = (2 \times 10^5)[(3+1)!/(1/10)^{3+2}]/(12 \times 10^9) = 40\mu m$。

7. 计算颗粒大小分布的方差 颗粒大小分布的方差 σ^2 等于 $\int_0^\infty (\bar{L}_{1,0} - L)^2 n dL/M_0 = M_2/M_0 - (\bar{L}_{1,0})^2$。于是，$\sigma^2 = (12 \times 10^9)/(2 \times 10^7) - 20^2 = 200\mu m^2$。

8. 计算颗粒大小分布的变异系数 变异系数 $c.v.$ 等于 $\sigma/\bar{L}_{1,0}$，式中 σ(标准偏差)为步骤 7 中方差的平方根。于是，$c.v. = 200^{1/2}/20 = 0.71$。

9. 计算并标绘累计筛下质量分数 晶体大小分布的筛下质量分数 $W = \rho_s k_V \int_0^L nL^3 dL/M_T = \int_0^L nL^3 dL/M_3 = 1 - [(L/10)^4/24 + (L/10)^3/6 + (L+10)^2/2 + L/10 + 1]\exp(-L/10)$。该函数的标绘(图 10.8)具有 S 形曲线的特征。

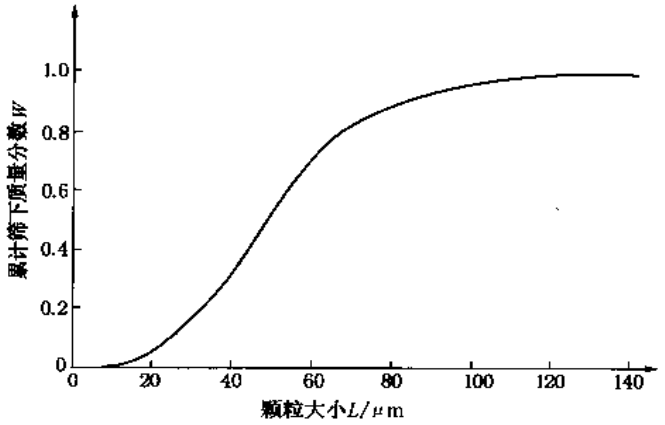


图 10.8 累计筛下质量分数对颗粒大小(例 10.6)

相关计算 本法可用于计算单位体积已知颗粒大小分布的淤浆的平均大小、各阶矩、表面积和固体质量。本法也可用于如由研磨得到的干固体分布。关于颗粒大小分布以实验采样而不是已知大小分布函数为基础的情况见例 10.7。

10.7 淤浆样品的晶体大小分布

表 10.1 前三列表示 100mL($0.0001m^3$ 或 $0.0035ft^3$)淤浆样品的筛分分析。晶体是立方形的，而固体密度 ρ_s 为 1.77g/mL(110.5lb/ft^3)。计算该固体的晶体大小分布 n，平均晶体大小和晶体大小分布的变异系数。

【计算步骤】

1. 计算每一号筛的剩余质量分数 在 i 号筛上的剩余质量分数 ΔW_i 等于该筛分上的固体质量除以固体总质量，即 29.87g。例如 28 号筛上的剩余质量分数为 0.005/29.87 = 0.000167。所有筛号上的剩余质量分数列于表 10.1 中的第四列。

2. 计算筛分平均大小 给定筛号的筛分平均大小 L_i 小反映了留在该号筛上的晶体的平

均大小。采用该号筛和在它之上的那号筛的平均大小。例如，在 *28* 号筛上的固体的平均晶体大小为(701 + 589)/2 = 645μm。所有筛号的平均大小列于表 10.1 中的第五列。

3. 计算二筛号间的大小差 二筛号间的大小差 ΔL_i 为所讨论的筛号的大小和它上面一筛号的大小之差。例如，对 60 号筛大小差 ΔL_i 为(295μm) - (248μm) = 47μm。所有筛号的大小差列于表 10.1 中的第六列。

表 10.1 淤浆样品的晶体大小分布(例 10.7)

筛分分析			晶体大小分布摘要			
泰勒筛目	筛孔/μm	剩余质量/g	剩余质量分数 ΔW_i	筛分平均大小 L_i/μm	ΔL_i/μm	n_i, no./(cm³)(μm)
(24)假想筛	(701)	—	—	—	—	—
28	589	0.005	0.000167	645	112	9.39×10^{-4}
32	495	0.016	0.00536	542	94	0.0605
35	417	0.096	0.00321	456	78	0.0733
42	351	0.315	0.0106	384	66	0.479
48	295	1.61	0.0539	323	56	4.827
60	248	3.42	0.1145	272	47	20.46
65	208	7.56	0.253	228	40	90.19
80	175	8.21	0.275	192	33	199.0
100	147	5.82	0.195	161	28	282.0
115	124	2.47	0.0827	136	23	241.5
150	104	0.32	0.0107	114	20	61.0
170	88	0.025	0.000837	96	16	9.99
200	74	0.0076	0.000254	81	14	5.77
		总计 29.87				

4. 计算晶体大小分布的三阶矩 晶体大小分布的三阶矩 M_3 等于 $M_T/(\rho_s k_v)$，式中 M_T 为晶体总质量，k_v 为体积形状系数；见例 10.6 的步骤 4。在本案例中，$M_3 = 29.87/(1.77 \times 1 \times (100\text{mL}))$ = 每立方厘米淤浆含 0.169cm³ 固体。

5. 计算晶体大小分布 第 i 号筛的晶体大小分布 n_i 等于 $10^{12} M_3 \Delta W_i/(L_1^3 \Delta L_i)$，单位为每立方厘米每微米的晶体数。例如，对 60 号筛，$n_i = 10^{12} \times 0.169 \times 0.1145/(272^3 \times 47)$ = 20.46 个晶体/(cm³)(μm)。各号筛的晶体大小分布列于表 10.1 中的第七列。

6. 计算晶体大小分布的零阶、一阶、二阶矩 零阶矩 M_0 计算如下：$M_0 = \sum_i n_i \Delta L_i = 2.64 \times 10^4$ 每立方厘米晶体数。一阶矩 M_1 计算如下：$M_1 = \sum_i n_i L_i \Delta L_i = 4.64 \times 10^6 \mu\text{m/cm}^3$。二阶矩 M_2 用下式计算：$M_2 = \sum_i n_i L_i^2 \Delta L_i = 8.62 \times 10^8 \mu\text{m}^2/\text{cm}^3$。[三阶矩 M_3 用下式计算：$M_3 = \sum_i n_i L_i^3 \Delta L_i = 0.169 \times 10^{12} \mu\text{m}^3/\text{cm}^3 (0.169\text{cm}^3/\text{cm}^3)$，与步骤 4 中的三阶矩计算一致。)

7. 计算平均晶体大小 数目加权平均晶体大小为 $\bar{L}_{1,0} = M_1/M_0 = (4.64 \times 10^6)/(2.64 \times 10^4) = 176\mu\text{m}$。长度加权平均晶体大小为 $\bar{L}_{2,1} = M_2/M_1 = (8.62 \times 10^8)/(4.64 \times 10^6) = 186\mu\text{m}$。面积加权平均晶体大小为 $\bar{L}_{3,2} = M_3/M_2 = (0.169 \times 10^{12})/(8.62 \times 10^8) = 196\mu\text{m}$。

8. 计算方差 晶体大小分布的方差为 $\sigma^2 = M_2/M_0 - (\bar{L}_{1,0})^2 = (8.62 \times 10^8)/(2.64 \times 10^4) - 176^2 = 1676\mu\text{m}^2$。

9. 计算变异系数 变异系数 $c.v. = \sigma/\bar{L}_{1,0} = 1676^{1/2}/176 = 023$。

相关计算 本法可用于分析湿或干固体颗粒的大小分布。由研磨或燃烧产生的颗粒大小分布和由结晶器产生的颗粒大小分布可用相同的数学方法描述。关于颗粒大小分布以已知大小分布函数而不是实验采样为基础的情况见例 10.6。

10.8 加晶种结晶器产物的晶体大小分布

生产 25000lb/h(11340kg/h)立方形固体的连续结晶器用 5000 lb/h(2270kg/h)具有表 10.2 所列晶体大小分布的晶体连续加入晶种。如果成核作用可忽略，预测产物的晶体大小分布。如果结晶器中固体停留时间为 2h，计算平均颗粒直径增长速度 G。

【计算步骤】

1. 计算晶体质量增加率 晶体质量增加率为结晶器产量与加入晶种量之比；在本案例中，25000/5000 = 5。

表 10.2 晶种的大小分布(例 10.8)

泰勒筛目	剩余质量分数 ΔW_i	平均大小 L_i(取自表 10.1)/μm
(65)	—	—
80	0.117	192
100	0.262	161
115	0.314	136
150	0.274	114
170	0.032	96
200	0.001	81
	总计 1.000	

2. 计算颗粒大小增加 ΔL 晶体质量的增加与晶体直径的增加有关。对任何给定的筛孔大小，增量 ΔL 与对应于该筛孔的晶种颗粒的初始质量 ΔM_s 和初始大小 L_s 及对应于该筛孔的产物质量 ΔM_p 由 McCabe 的 ΔL 定律相关联：

$$\Delta M_P = \left(1 + \frac{\Delta L}{L_s}\right)^3 \Delta M_s$$

可试差求解此方程得到 ΔL。由步骤 1，对所有筛分加和，$\sum \Delta M_p / \sum \Delta M_s = 5.0$。试差程序由以下步骤组成：假定 ΔL 的值，计算每一筛分的 ΔM_p，对 ΔM_p 和 ΔM_s 进行加和，重复上述步骤，直至这二个加和的比值接近 5.0。

对第一次猜测，假定 $\Delta L = 100\mu m$。假定晶种质量为 1.0(用任何单位)，这导致表 10.3 所示的结果。因为求得 $\sum \Delta M_p$ 为 5.26，比值 $\sum \Delta M_p / \sum \Delta M_s$ 为 5.26/1.0 = 5.26，此值太高。假定一较小的 ΔL 值。当试差程序最终收敛时，以表 10.4 的前五列所示的结果为依据，求得 ΔL 为 96μm。

这导致该表最后二列所示的晶体大小分布。第六列剩余质量分数 ΔW_i 由 ΔM_p 除以 $\sum \Delta M_p$ 得到。对应于每一质量分数的筛分大小(第七列)由原始晶种大小 L_s 加增量 ΔL 组成。

3. 计算增长速度 于是，平均颗粒直径增长速度 G 可由下式求得：

$$G = \frac{\Delta L}{\text{延续时间}} = \frac{96\mu m}{(2h)(60min/h)} = 0.8\mu m/min$$

相关计算 本法采用假定全部生长而无成核的 McCabe 的 ΔL 定律。对许多工业上的实际情况，这二点假定似乎是合理的。但是，如果存在明显的成核作用，本法预测的产物晶体大小将会过大。

表 10.3 由(不正确的)猜测 ΔL = 100μm 得到的结果(例 10.8)

基准：总晶种质量 1.0

泰勒筛目	晶种质量 ΔM_s (根据表 10.2)	晶种大小 L_s (根据表 10.2)	$(1+\Delta L/L_s)^3$	计算的产物质量 ΔM_p
80	0.117	192	3.52	0.412
100	0.262	161	4.26	1.12
115	0.314	136	5.23	1.64
150	0.274	114	6.61	1.81
170	0.032	96	8.51	0.272
200	0.001	81	11.16	0.011
	$\sum\Delta M_s = 1.000$			$\sum\Delta M_p = 5.26$

$$\frac{\sum\Delta M_P}{\sum\Delta M_s} = \frac{5.26}{1.00} = 5.26,\text{此值太大}$$

存在成核可通过对产物进行筛分确定：如果发现小于晶种的颗粒，那么存在成核。在这种情况下，产物晶体大小分布的预测需要成核动力学的知识；其基本数学方法见 Randolph 和 Larson 的著作[3]。

表 10.4 由(正确的)猜测 ΔL = 96μm 得到的结果和导致的晶体大小分布(例 10.8)

基准：总晶种质量 1.0

泰勒筛目	晶种质量 ΔM_s	晶种大小 L_s	$(1+\Delta L/L_s)^3$	计算的产物质量 ΔM_p	计算的剩余质量分数 ΔW_i	产物筛分大小 $(L_s+\Delta L)$
80	0.117	192	3.37	0.395	0.079	288
100	0.262	161	4.07	1.066	0.214	257
115	0.314	136	4.96	1.56	0.312	232
150	0.274	114	6.25	1.71	0.342	210
170	0.032	96	8.00	0.256	0.051	192
200	0.001	81	10.4	0.0104	0.002	177
	$\sum\Delta M_s = 1.000$			$\sum\Delta M_p = 4.997$		

$$\frac{\sum\Delta M_P}{\sum\Delta M_s} = \frac{4.997}{1.000} = 4.997,\text{此值足够接近 5.0}$$

10.9 混合悬浮－混合产物排除结晶器的数据分析

表 10.5 的前三列所示为从生产立方硫酸铵晶体的 25000gal(75m³)混合悬浮－混合产物排除结晶器(MSMPR)取出的含 21.0g 固体的 100mL 淤浆样品的筛分数据。固体密度为 1.77g/cm³，而离开结晶器的清液密度为 1.18g/cm³。热进料以流量 374000 lb/h(47kg/s)进入结晶器。计算停留时间 τ，晶体大小分布函数 n，晶体增长速度 G，成核密度 n^0，核生成速率

B^0，产物晶体的面积加权晶体大小 $\bar{L}_{3,2}$。

【计算步骤】

1. 计算结晶器稠液密度 结晶器中的淤浆密度与产物流密度是相同的。选择 100cm³ 淤浆作为基准。固体质量是 21.0g；因此固体体积是(21.0g)/(1.77g/cm³) = 11.9 cm³。清液体积为 100 - 11.9 = 88.1cm³，质量为(88.1cm³)(1.18g/cm³) = 104g。因此，淤浆密度为(104g + 21g)/100cm³ = 1.25g/cm³(78.0 lb/ft³)。

2. 计算结晶器中的停留时间 结晶器中的停留时间 τ 是以出口状态为基准的(与结晶器内相同)。于是，τ = 结晶器体积/出口体积流量 = (20000gal)/[(374000 lb/h)/(78.0 lb/ft³)(0.1337ft³/gal)] = 0.557h = 33.4min。

表 10.5 MSMPR 结晶器的晶体大小分布(例 10.9)

筛号	泰勒筛目	剩余质量分数 ΔW_i	晶体大小分布摘要				
			筛分大小/μm	筛分平均大小 L_i/μm	ΔL_i/μm	n_i	ln n_i
1	24	0.081	701	—	—	—	—
2	28	0.075	589	645	112	0.297	-1.21
3	32	0.120	495	542	94	0.954	-0.047
4	35	0.100	417	456	78	1.61	0.476
5	42	0.160	351	384	60	5.60	1.72
6	48	0.110	295	323	56	6.94	1.94
7	60	0.102	248	272	47	12.8	2.55
8	65	0.090	208	228	40	22.6	3.12
9	80	0.060	175	192	33	30.6	3.42
10	100	0.040	147	161	28	40.7	3.71
11	115	0.024	124	136	23	49.4	3.90
12	150	0.017	104	114	20	68.3	4.22
13	170	0.010	88	96	16	84.1	4.43
14	200	0.005	74	81	14	80.0	4.38
—	细粉	0.006	—	—	—	—	—
		总计 1.000					

3. 计算固体晶体大小分布的三阶矩 晶体大小分布的三阶矩 M_3 等于 $M_T/(\rho_s k_V)$，式中 M_T 为晶体质量，ρ_s 为固体密度，而 k_V 为体积形状系数；见例 10.6 的步骤 4。于是，M_3 = 21.0g/[(1.77g/cm³)(1)(100cm³)] = 每立方厘米淤浆含 0.119cm³ 固体。

4. 计算晶体大小分布函数 n i 号筛的晶体大小分布 $n_i = 10^{12} M_3 \Delta W_i/(L_i^3 \Delta L_i)$，式中 ΔW_i 为存留在第 i 号筛上的质量分数，L_i 为存留在第 i 号筛上的物料的平均筛分大小(见例 10.7 的步骤 2)，和 ΔL_i 为第 i 号筛上的颗粒大小差(见例 10.7 的步骤 3)。例如，对泰勒筛目 100 号筛 $n_{10} = 10^{12} \times 0.119 \times 0.040/(161^3 \times 28)$ = 每立方厘米每微米 40.7 颗晶体。表 10.5 列出了每一筛分的结果。

5. 计算增长速率 G MSMPR 的增长速率可由 lnn 对 L 图(图 10.9)的斜率计算。这里斜率等于 $-[1/(G\tau)] = (\ln n_2 - \ln n_1)/(L_2 - L_1) = (-0.6 - 5.4)/(600 - 0) = -0.010\mu m^{-1}$ 或 $G\tau = 100\mu m$。那么，增长速率 = 100μm/33.4min = 3μm/min。

6. 计算成核密度 n^0 成核密度 n^0 是尺寸 $L = 0$ 时的 n 值。由图 10.9 可见，尺寸等于零时的 lnn^0 为 5.4。所以，$n^0 = \exp(\ln n^0) = \exp 5.4 = 221$ 个颗粒/(cm³)(μm)。

7. 计算成核诞生速率 B^0 成核诞生速率为 $B^0 = n^0 G = 221 \times 3.0 = 663$ 个颗粒/(cm³)(min)。

8. 计划成本算面积加权平均尺寸 $L_{3,2}$ 如例 10.6 和 10.7 所示，面积加权平均尺寸 = M_3/M_2。但是，对 MSMPR，面积加权平均颗粒尺寸也恰好等于 3 $G\tau$。于是，$L_{3,2} = 3(3\mu m/min)(33.4min) = 300\mu m$。

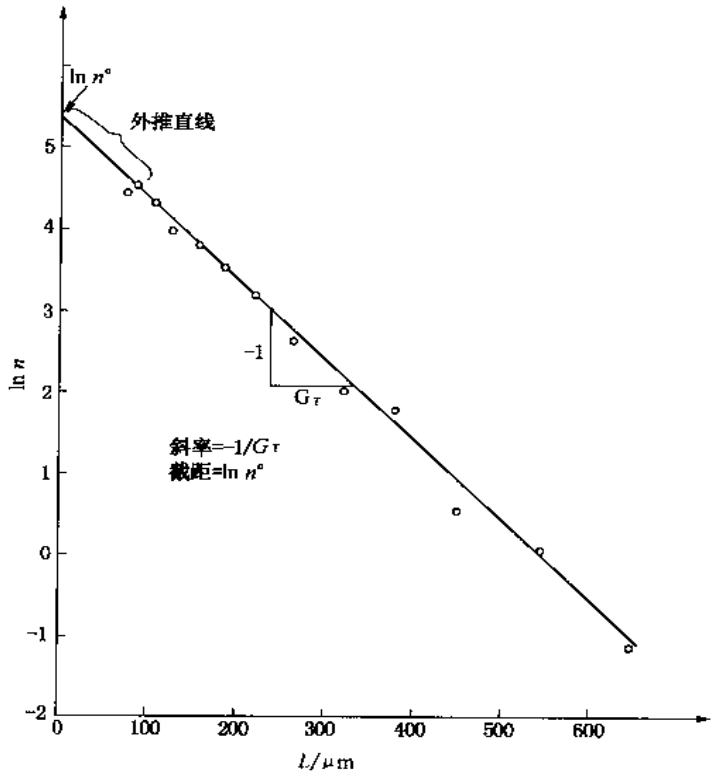


图 10.9 MSMPR 结晶器的 $\ln n$ 对 L(例 10.9)

相关计算 利用本法可计算由第 I 类和第 II 类 MSMPR 结晶器产生的晶体大小分布。本法不能用于计算有细粉破坏或产物分级的结晶器的增长速率和成核作用。

10.10 产物筛分效率

图 10.10 表示用 600μm 分级筛分离的进料淤浆、溢流淤浆和底流淤浆的筛分分析。计算分级筛的总效率。

【计算步骤】

1. 计算每股物流的固体质量分数 在图 10.10 中画出通过对应于筛孔尺寸，即 600μm 的横坐标的垂直线。该直线将与三条累积质量分数曲线相交。对应每一交点的纵坐标给出如果筛分完全有效该物流为溢流物流时的实际的总固体质量分数。于是，求得进料中的质量分数 x_F 为 0.28，溢流中的质量分数 x_o 为 0.77，底流中的质量分数 x_u 为 0.055。

2. 计算固体溢流与总固体进料之比值 总溢流固体质量与总进料固体质量之比值 q 等于 $(x_F - x_u)/(x_o - x_u)$；即 $q = (0.28 - 0.055)/(0.77 - 0.055) = 0.315$。

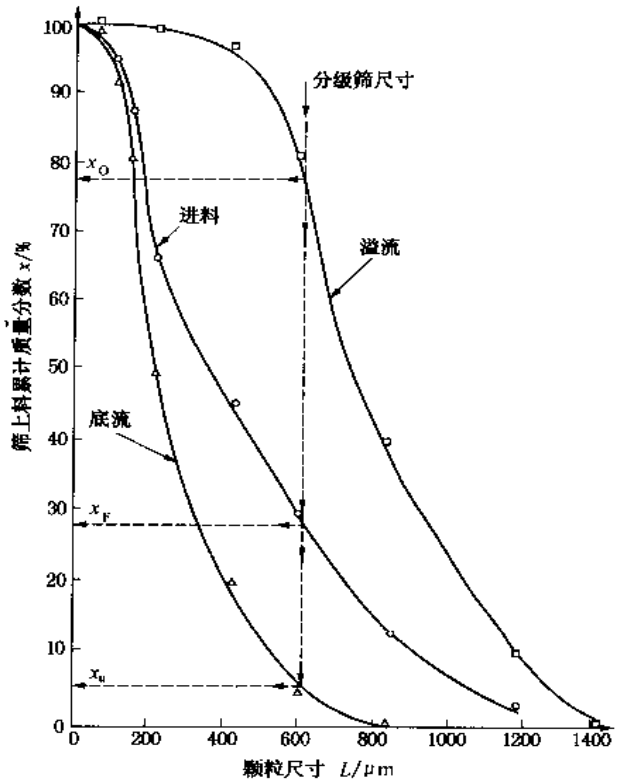


图 10.10 筛上料累计质量分数对颗粒尺寸(例 10.10)

3. 根据筛上料计算筛分效率 根据筛上物料计算的筛分效率 $E_o = q(x_o/x_F)$。于是，$E_o = 0.315(0.77/0.28) = 0.87$。

4. 根据筛下料计算筛分效率 根据筛下物料计算的筛分效率 $E_u = (1-q)(1-x_u)/(1-x_F)$。于是，$E_u = (1-0.315)(1-0.055)/(1-0.28) = 0.90$。

5. 计算总筛分效率 总筛分效率 E 为 E_o 和 E_u 的乘积。于是，$E = 0.90 \times 0.87 = 0.78$。

相关计算 本法可用于确定已知晶体大小分布的已知进料被分离为细级分和粗级分的分级筛、淘析器、旋风分离器和旋液分离器的分离效率。如果级分尺寸不能预先确定，则一次假定一个级分并完成上述效率分析。给出最大效率的假定级分尺寸为最适合描述该分离装置的级分尺寸。

参 考 文 献

1 Foust et al. – *Principles of Unit Operations*, Wiley.

2 Perry – *Chemical Engineers Handbook*, McGraw – Hill.

3 Randolph and Larson – *Theory of Particulate Processes*, Academic Press.

4 Mullin – *Crystallization*, CRC Press.

5 Bamforth – *Industrial Crystallization*, Macmillan.

6 Institute of Chemical Engineers – *Industrial Crystallization*, Hodgson.

7 Felder and Rousseau – *Elementary Principles of Chemical Processes*, Wiley.

第 11 章　吸收和气提

K.J.Mcnulty 博士
技术主任
研究开发部
科启工程公司
威敏顿，马萨诸塞

11.1　填料塔的流体力学设计

气体和液体在填料塔内逆流接触。对液泛的接近不超过恒定液体负荷下定义数值的 80%。对 2in 的 Koch Flexiring(FR)填料(即 2in 的有槽环形乱堆填料)应采用多大的塔径，和对 Koch Flexpac(FP)2Y 型填料(即设有½in 的卷曲高度和与流动轴线成 45°倾角的流槽的规整填料)又应采用多大的塔径？填料用不锈钢制造。计算并比较这二种填料每英尺填料的压降。操作条件是：

最大液体流量：150000 lb/h

最大气体流量：75000 lb/h

液体密度：62.4 lb/ft^3

气体密度：0.25 lb/ft^3

【计算步骤】

1. 计算塔径　可获得填料塔的各种设计和评价方法。这里所讲的方法是 CVCL 模型的发展，这种模型的基础比通用压降关联式(GPDC)更可靠。基本液泛方程是

$$C_{VF}^{1/2} + sC_{LF}^{1/2} = c \tag{11.1}$$

式中 C_{VF}为液泛时蒸气或气体容量因子，C_{LF}为液泛时液体容量因子，而 s 和 c 为特定填料的常数。蒸气和液体的容量因子定义为

$$C_V = U_g[\rho_g/(\rho_l - \rho_g)]^{1/2} \tag{11.2}$$

$$C_L = U_L[\rho_l/(\rho_l - \rho_g)]^{1/2} \text{❶} \tag{11.3}$$

式中 U_g 为以空塔横截面积为基准的表观气速，U_L 为表观液速，ρ_g 为气体密度，ρ_l 为液体密度。在 U.S. 工程单位中，C_V 和 U_g 为 ft/s，而 C_L 和 U_L 为 gal/(min)(ft^2)。表观速度与质量流量的关系如下：

$$U_g = w_g/(\rho_g A) \text{ 和 } U_l = w_l/(\rho_l A) \text{❷} \tag{11.4}$$

式中 w_g 和 w_l 分别为气体和液体的质量流量，A 为塔横截面积。此处 U_l 的单位为 ft/s，它可乘以 7.48gal/ft^3 和 60s/min 转换为更常用的单位为 gal/(min)(ft^2)的 U_L(以大写字母为下标)。

❶原文误排为 $C_L = U_L[\rho_l/(\rho_l - \rho_g)]$，译者注。
❷原文误排为 $U_L = W_l/\rho_l A$，译者注。

对恒定液体负荷 L 下定义的液泛，液泛容量因子 C_{LF}与设计液泛容量因子 C_L 相同。液泛时的气体容量因子 C_{VF}等于设计容量因子除以液泛趋近分率 f：$C_{VF}=C_V/f$。对本问题，f 等于 0.80。将该定义和本问题的给定数值代入式(11.1)，记住圆形横截面积 $A=\pi D^2/4$，然后求解塔径给出

$$D=\frac{1}{c}\sqrt{\frac{4}{\pi}}\left[\left(\frac{75000}{3600\times0.8\times0.25}\sqrt{\frac{0.25}{62.4-0.25}}\right)^{1/2}+s\left(\frac{150000\times7.48}{62.4\times60}\sqrt{\frac{62.4}{62.4-0.25}}\right)^{1/2}\right] \tag{11.5}$$

式中数量 3600 将小时转换为秒，60 将小时转换为分，而 7.48 将立方英尺转换为加仑。

余下的问题是确定选用填料的 s 和 c 的数值。这些数值可由填料供应商发表的空气－水压降数据计算。表 11.1 提供了几种不锈钢制造的乱堆和规整填料的 s 和 c 的数值。将表中有关 2in FR 和 FP2Y 填料的适当数值代入式(11.5)，求得对 2in FR 填料塔径为 4.96ft，对 FP2Y 填料塔径为 5.0ft。于是，对本例所述的条件，这二种填料的容量是基本相同的。在下面的计算中，对二种填料都将使用 5.0ft 的塔径。

表 11.1 用于填料塔流体力学设计和评价的塔填料常数

定属形状	典型牌号	公称尺寸	空隙率 ε	K_1/[(in 水柱·s²)/lb]	s/[ft³/(gal/min)(s)]$^{1/2}$	c/(ft/s)$^{1/2}$
乱堆：	Flexiring 填料	1in	0.95	0.14	0.016	0.67
有槽环形		1.5in	0.96	0.11	0.015	0.71
		2in	0.98	0.069	0.040	0.74
		3.5in	0.98	0.044	0.034	0.78
规整：	Flexipac 填料	1Y 型¼in,45°	0.97	0.088	0.054	0.69
波纹板		2Y 型½in,45°	0.99	0.041	0.044	0.75
		3Y 型 1in,45°	0.99	0.019	0.044	0.87
		4Y 型 2in,45°	0.99	0.012	0.035	0.88

注：Flexiring 和 Flexiring 是 Koch 工程公司的商标。

2. 计算设计条件下的负荷、容量因子和表观 F 因子 对给定的设计条件和直径 5ft 的塔，负荷和容量因子由式(11.2)、(11.3)和(11.4)计算如下：

$$U_L=\frac{w_l}{\rho_l A}=\frac{150000\times4\times7.48}{\pi\times62.4\times5^2\times60}=15.26\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

$$C_L=15.26\sqrt{\frac{62.4}{62.4-0.25}}=15.29\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

$$U_g=\frac{w_g}{\rho_g A}=\frac{75000\times4}{\pi\times0.25\times5^2}\times\frac{1}{3600}=4.24\text{ft/s}$$

$$C_V=U_g\sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l-\rho_g}}=4.24\sqrt{\frac{0.25}{62.4-0.25}}=0.269\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

表观 F 因子 F_s 计算如下：

$$F_S=U_g\sqrt{\rho_g}=4.24\times0.25^{1/2}=2.12\text{(ft/s)(lbm/ft}^3\text{)}^{1/2}$$

3. 在双对数坐标(非强制)上作出干填料压降线 对湍流流动，因摩擦损失、收缩和扩张损失和方向改变损失都和表观 F 因子的平方成正比。对干填料压降可由下式计算：

$$\Delta P/\Delta Z=K_1F_S^2 \tag{11.6}$$

式中 ΔZ 代表填料高度(如 1ft)，K_1 为由填料尺寸和几何形状确定的常数。K_1 的数值可由填料供应商发表的压降数据确定，已被包括在表 11.1 中。对本问题涉及的二种填料，对 2in FR 填料 K_1 值为 0.069，对 FP2Y 型填料 K_1 值为 0.041。利用式(11.6)，由步骤 2 计算得到的设计 F 因子给出下列结果。对 2in FR 填料，

$$\Delta P/\Delta Z = 0.069 \times 2.12^2 = 0.310\text{in 水柱/ft}$$

对 FP2Y 型填料　　$\Delta P/\Delta Z = 0.041 \times 2.12^2 = 0.184\text{in 水柱/ft}$

上述计算结果表明对相同的公称容量，每英尺乱堆填料的压降比规整填料高 68%。

为作出干填料压降线，在双对数坐标上将 $\Delta P/\Delta Z$ 对 F_s 进行标绘。选择适当的 F_s 值(例如，对本例为 1 和 3)，然后用式(11.6)计算相应的每英尺压降(例如，对 2in FR 填料，$F_s = 1$ 时为 0.069 in 水柱/ft 和 $F_s = 3$ 时为 0.62 in 水柱/ft；对 FP2Y 型填料，$F_s = 1$ 时为 0.041 in 水柱/ft 和 Fs = 3 时为 0.369 in 水柱/ft)。在双对数坐标上标出这些点，并用直线连接它们。

4. 对低于塔负荷的压降，在双对数坐标上作出湿填料压降线　对大多数工业上有兴趣的填料，湿填料和干填料压降间的关系由下式给出

$$\frac{(\Delta P/\Delta Z)_W}{(\Delta P/\Delta Z)_D} = \frac{1}{\left(1 - \dfrac{0.02U_L^{0.8}}{\varepsilon}\right)^{2.5}} \tag{11.7}$$

式中 W 和 D 分别指湿填料和干填料，ε 为干填料层的空隙率。各种填料的 ε 值在表 11.1 中给出。式(11.7)中液体负荷 U_L 的单位为 gal/(min)(ft²)。对乱堆填料

$$\frac{(\Delta P/\Delta Z)_W}{(\Delta P/\Delta Z)_D} = \frac{1}{\left(1 - \dfrac{0.02 \times 15.26^{0.8}}{0.98}\right)^{2.5}} = 1.64$$

对规整填料，数值结果相同。

为作出湿填料压降线，选择跨越设计值的 F_s 值。例如，在 $F_s = 1$ 时，乱堆填料的压降为 $1.64 \times 0.069 \times 1 = 0.113$ in 水柱/ft，对规整填料压降为 $1.64 \times 0.041 \times 1 = 0.0672$in 水柱/ft。在 $F_s = 3$ 时，乱堆填料的压降为 $1.64 \times 0.069 \times 9 = 1.018$in 水柱/ft，对规整填料压降为 $1.64 \times 0.041 \times 9 = 0.605$in 水柱/ft。在双对数坐标上标出这些点，并用直线连接每种填料的点。图 11.1 中的实线为这二种填料的湿填料压降线。

5. 确定液泛时的压降和表观 F 因子　对环境条件下的空气－水系统，当压降为约 2in 水柱/ft 时发生液泛。其它系统的液泛压降可由下式计算

$$\Delta P_F = (2\text{in 水柱/ft})[(\rho_l - \rho_g)/(62.4 - 0.075)] \tag{11.8}$$

利用式(11.8)，由本问题的密度数值给出液泛压降为 1.99in 水柱/ft。

液泛时的表观 F 因子 F_{SF} 可借助液泛方程式(11.1)确定。因为压降曲线是对恒定液体负荷作出的，式(11.1)中的 C_{LF} 值如步骤 2 所确定为 15.29gal/(min)(ft²)。由适当的 s 和 c 值求解式(11.1)得到 C_{VF}，然后由下式确定 F_{SF}

$$F_{SF} = C_{VF}(\rho_l - \rho_g)^{1/2}$$

于是，对 2in FR

$$C_{VF} = (0.74 - 0.040 \times 15.29^{1/2})^2 = 0.340\text{ft/s}$$

因此，$F_{SF} = 0.340(62.4 - 0.25)^{1/2} = 2.68(\text{ft/s})(\text{lbm/ft}^3)^{1/2}$。

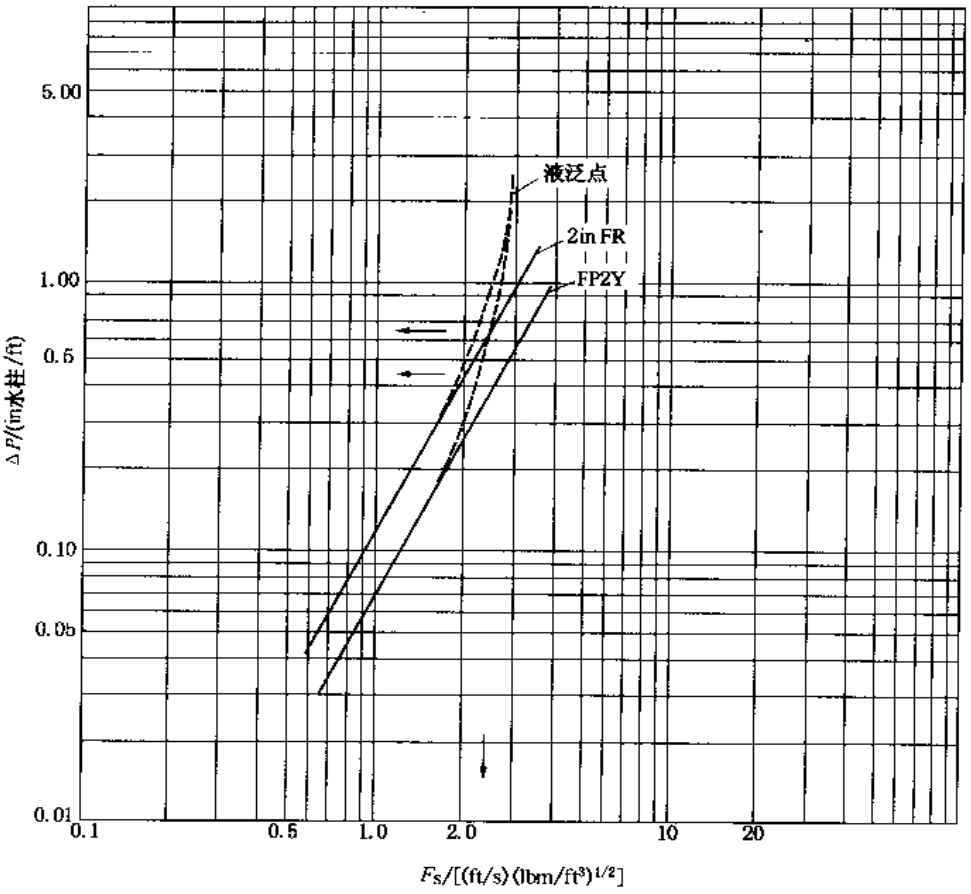


图 11.1 例 11.1 的压降曲线

对 FP2Y

$$C_{VF} = (0.75 - 0.044 \times 15.29^{1/2})^2 = 0.334\text{ft/s}$$

$$F_{SF} = 0.334(62.4 - 0.25)^{1/2} = 2.63(\text{ft/s})(\text{lbm/ft}^3)^{1/2}$$

在压降标绘图上确定这二种填料的液泛点坐标 ΔP_F 和 F_{SF}。见图 11.1。

6. 画出负荷区的湿填料压降曲线 "负荷区"包括由液泛点的 F 因子到约为液泛 F 因子一半的范围。这一区域内的气体流动引起填料中额外的持液量并产生高于图 11.1 中直线所示的压降。

对每种填料画出经验曲线，使得：(a)其上端通过具有接近无穷大斜率的 F_{SF}、ΔP_F 点，(b)其下端在横坐标 $F_{SF}/2$ 处与湿填料压降直线相切。液泛区的这二条压降曲线如图 11.1 中的虚线所示。

7. 由曲线确定压降。每种填料的总压降曲线由低气相负荷下的实线和载液点和液泛点之间负荷下的虚线组成。在设计 F 因子 2.12(ft/s)(lbm/ft³)$^{1/2}$ 下，由曲线确定的压降为：

对 2inFR，0.65 in 水柱/ft；对 FP2Y，0.44 in 水柱/ft。于是，在设计条件下，乱堆填料的压降比规整填料高 48%。

相关计算 在精馏操作中通常的做法是当产量改变时保持液气比不变。对这种情况，通

常在恒定的 V/L 下而不是恒定的 L 下定义液泛百分比。求解塔径的方法与步骤 1 所述相似，除了液泛时的液体容量因子改由 $C_{LF} = C_L/f$ 给出。对本案例，这将在式(11.5)括号中的第二项的分母中引入因子 0.8。

11.2　填料塔的流体力学评价

一直径 5.5ft 的塔被用于使气体物流和液体物流逆流接触。二者的流量均为 150000lb/h。液体密度为 50lb/ft^3，而气体密度为 1lb/ft^3。对 Flexipac2Y 型(FP2Y)规整填料确定恒定液体负荷 L 和恒定液气比(L/V)下的液泛接近程度。

【计算步骤】

1. 计算液体和气体容量因子 C_L 和 C_V　关于这些因子的资料见问题 11.1。利用上述问题的式(11.2)、(11.3)和(11.4)进行所需的计算。记住，圆形横截面 $A = \pi D^2/4$：

$$C_L = \frac{150000 \times 4}{50\pi \times 5.5^2} \frac{7.48}{60} \sqrt{\frac{50}{50-1}} = 15.90\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

$$C_V = \frac{150000 \times 4}{1\pi \times 5.5^2} \frac{1}{3600} \sqrt{\frac{1}{50-1}} = 0.250\text{ft/s}$$

2. 确定液泛常数 s 和 c　由表 11.1，对 FP2Y 填料液泛常数数值为

$$s = 0.044$$

$$c = 0.75$$

3. 确定恒定 L 时的液泛趋近程度　利用式(11.1)，并由 $C_{VF} = C_V/f$ 和 $C_{LF} = C_L$，式中 f 是液泛趋近分率。求解 f 给出

$$f = \{(0.250)^{1/2}/[0.75 - (0.044)(15.90)^{1/2}]\}^2 = 0.757 \text{ 或 } 75.7\%$$

4. 确定恒定 L/V 时的液泛趋近程度。利用式(11.1)，并由 $C_{VF} = C_V/f$ 和 $C_{LF} = C_L/f$，式中 f 是液泛趋近分率。求解 f 给出

$$f = \{[(0.250)^{1/2} + (0.044)(15.90)^{1/2}]/0.75\}^2 = 0.811 \text{ 或 } 81.1\%$$

相关计算　为完成流体力学评价，设计条件下的压降用与问题 11.1 相同的方法确定。

11.3　用直平衡线和操作线确定吸收所需的填料高度

用水处理含 2%(体积)氨的空气流(相对分子质量 = 28.96)脱除其中的氨使浓度降至 53ppm(气味阈值浓度)。该塔按由恒定液气比(L/G)定义的液泛值的 80%操作。液气比比最小值大 25%。吸收在 80°F和常压下进行。对 2in Flexiring 乱堆填料(2in FR)，所需的填料高度为多少？对 Flexipac2Y 型规整填料(FP2Y)，所需的填料高度为多少？用三种方法确定填料高度：单传递单元、总传递单元和理论级。

【计算步骤】

1. 画出平衡线　平衡线关联二相处于平衡时气相中氨的摩尔分数和液相中氨的摩尔分率。假定平衡仅存在于气液二相之间的界面上。对低浓度系统，Henry 定律适用。一般说来它适用于系统中液相摩尔分数小于 0.01 的情况。由例 11.5 可看到，对氨－水系统它适用于液相摩尔分数高达 0.03 的情况(该系统的平衡数据由 Perry 的 *Chemical Engineer's Handbook*, 4th ed., McGraw－Hill, New York, 1963, p.14.4 提供)。

由低浓度数据，对关注的温度范围确定作为温度函数的 Henry 定律常数。为在有限温度

范围内进行内插，将数据拟合成形式为 $\lg He = a + (b/T)$的方程。对所引用的数据，

$$\lg He = 5.955 - (1778\text{K}/)T \tag{11.9}$$

式中 T 为用开尔文温标表示的绝对温度，而 He 为用大气压表示的 Henry 定律常数。利用该方程在 80°F时给出 He 值为 1.06atm。

Henry 定律常数被定义为

$$He = Py_i/x_i \tag{11.10}$$

式中 P 为以大气压表示的总压，和 y_i 和 x_i 分别是在界面上相互平衡时气相和液相的氨摩尔分数。在 x-y 操作图上平衡线斜率为

$$m = y_i/x_i = He/P \tag{11.11}$$

对 1atm 下的操作，平衡线为图 11.2 所示的标绘中通过原点的斜率为 1.06 的直线。

2. 确定斜率最小的操作线的位置 操作线提供整个塔内气相主体和液相浓度间的关系。塔的物料衡算式如下：

$$L_M(x_1 - x_2) = G_M(y_1 - y_2)$$

或

$$L_M/G_M = (y_1 - y_2)/(x_1 - x_2) \tag{11.12}$$

式中 L_M 和 G_M 分别是液相和气相摩尔通量[例如，(lb)(mol)/(ft²)(s)]，而下标 1 和 2 分别指塔底和塔顶。对低浓度系统，整个塔内 L_M 和 G_M 可取为常数。由式(11.12)可见，操作线斜率为 L_M/G_M，对本案例可认为是常数。由已知的塔顶和塔底摩尔分数，可在 $x-y$ 图上画出为直线的操作线。

斜率最小的操作线是在塔的 -端(在本案例中为塔底)与平衡线接触的操作线。在塔顶，$y_2 = 53/10^6 = 5.3 \times 10^{-5}$和 $x_2 = 0$。在塔底，$y_1 = 0.02$，而由式(11.11)，$x_1 = 0.02/1.06 = 0.01887$。斜率最小的操作线的斜率为$(L_M/G_M)_{min} = (0.02 - 5.3 \times 10^{-5})/(0.01887 - 0) = 1.057$。因为该塔的塔顶条件使操作线的一端非常接近 x-y 图的原点，所以斜率最小的操作线基本上和平衡线重合。在图 11.2 中斜率最小的操作线恰位于平衡线上方但难以区分，除非将原点区域的标绘放大。

3. 画出实际操作线 设计规定在步骤 2 确定的最小值的 1.25 倍的 L/G 值操作。因此，$L_M/G_M = 1.25 \times 1.057 = 1.32$。$y_1$、$y_2$ 和 x_2 已给出，并保持与步骤 2 的值相同。由式(11.12)确定 x_1 的值：$x_1 = (0.02 - 5.3 \times 10^{-5})/1.32 = 1.51 \times 10^{-2}$❶。画出通过端点 x_1、y_1 和 x_2、y_2 的直线，给出如图 11.2 所示的操作线。

4. 确定液相和气相负荷 液相和气相负荷的确定系根据步骤 3 中确定的液气比并假定塔在恒定 L/G 下的液泛趋近程度为 80%的条件下操作。对恒定 L/G 确定的液泛，式(11.1)变成

$$(C_V/f)^{1/2} + s(C_L/f)^{1/2} = c \tag{11.13}$$

由 C_V 和 C_L 的定义，它们的比值可用下式与摩尔通量比相关联

$$C_L/C_V = (L_M/G_M)(M_{wl}/M_{wg})(\rho_g/\rho_l)^{1/2} \times 7.48 \times 60(\text{gal} \cdot \text{s})/(\text{min})(\text{ft}^3) \tag{11.14}$$

式中 ρ_g 为气体密度，ρ_l 为液体密度(62.3lb/ft³)，M_{wl}为液体的相对分子质量(18.02)，M_{wg}为气体的相对分子质量，而数值 7.48 和 60 分别为每立方英尺的加仑数和每分钟的秒数。利用

❶原文误排为 1.51×10^{-5}，译者注。

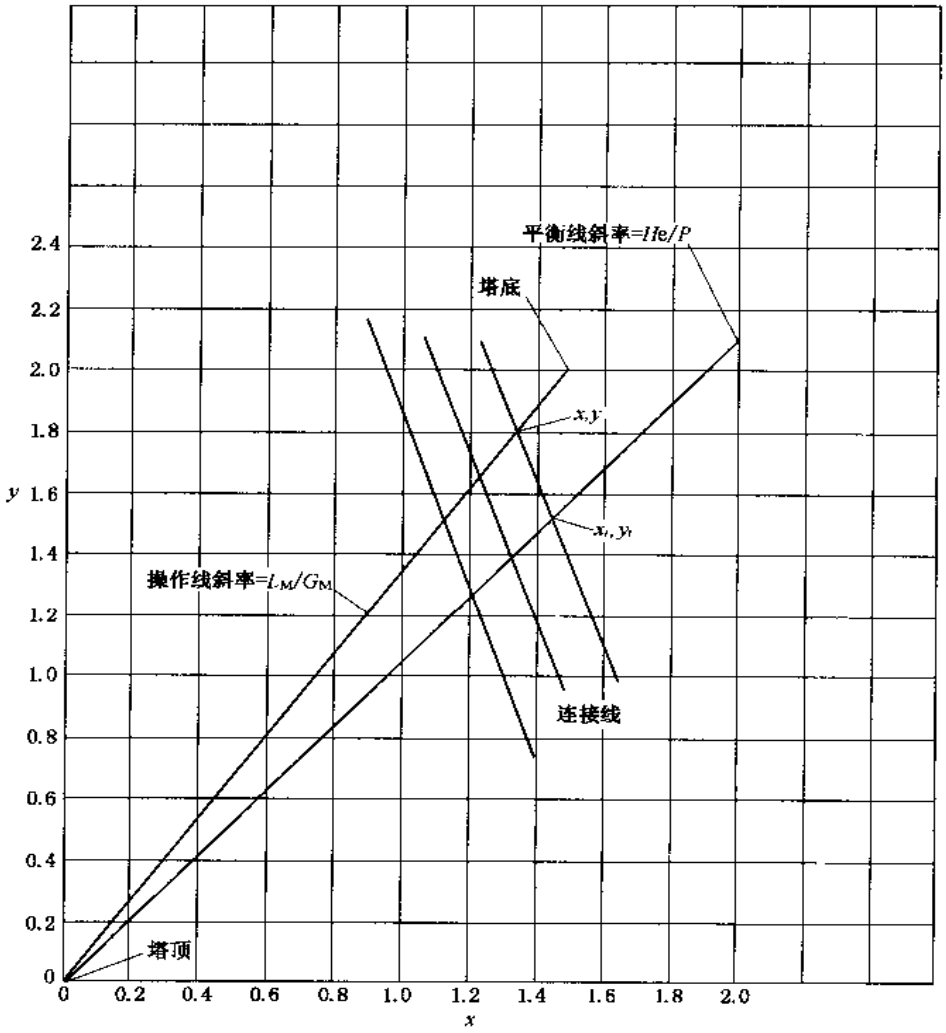


图 11.2　例 11.3 的 x-y 操作图

理想气体定律计算得到气体密度为 0.0735lb/ft^3。因此，式(11.14)变为 $C_L/C_V = 1.32 \times (18.02/28.96)(0.0735/62.3)^{1/2} \times 448.8 = 12.7(\text{gal}\cdot\text{s})/(\text{min})(\text{ft}^3)$。因此，式(11.13)中的 C_L 可用 $12.7C_V$ 代替。对式(11.13)进行整理，并代入表 11.1 中 c 和 s 的适当数值，我们有

对 2inFR　　$$C_V = \left(\frac{0.74 \times 0.80^{1/2}}{1 + 0.040\sqrt{12.7}}\right)^2 = 0.336\text{ft/s}$$

对 FP2Y　　$$C_V = \left(\frac{0.75 \times 0.80^{1/2}}{1 + 0.044\sqrt{12.7}}\right)^2 = 0.336\text{ft/s}$$

$$C_L = 12.7C_V = 4.27\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

于是，对本案例，二种填料给出相同的负荷并要求相同的塔径以在 80% 的液泛趋近程度下操作。

由容量因子和 F 因子的定义(见例 11.1)，气相和液相负荷的另一种表示方法是

$$F_S = 0.336 \times (62.3 - 0.0735)^{1/2} = 2.65(\text{ft/s})(\text{lb/ft}^3)^{1/2}$$

$$U_g = 2.65/(0.0735)^{1/2} = 9.77\text{ft/s}$$

$$U_l = 4.27 \times [(62.3 - 0.0735)/62.3]^{1/2} = 4.27\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$$

5. 确定设计条件下填料的 *HTUs* 对这二种填料，从供应商处获得的数据提供了气膜传质单元高度 H_g 和液膜传质单元高度 H_l 的数值。在设计条件下，这些数值为

填　料	H_g/ft	H_l/ft
2in FR	1.73	0.87
FP2Y	1.14	0.55

6. 确定主要传质阻力 主要传质阻力可能在气膜，也可能在液膜。具有较大阻力的膜将表现出较大的单位与浓度相同的推动力。对低浓度系统，在特定塔高处，单位塔体积由气相主体到液相主体的传质量 $N_A\alpha$ 由下式计算

$$N_A\alpha = k_g\alpha[P/(RT)](y - y_i) = k_l\alpha\rho_{Ml}(x_i - x) \tag{11.15}$$

式中 $k_g\alpha$ 和 $k_l\alpha$ 分别是气相侧和液相侧的传质系数，二者的的单位均为 s^{-1}，$P/(RT)$和 ρ_{Ml} 分别为气体和液体摩尔密度(lb·mol/ft^3)，而 $y - y_i$ 和 $x_i - x$ 分别为气相和液相推动力。气相和液相推动力比 R_{DF}为

$$R_{DF} = (y - y_i)/(x_i - x)m = k_l\alpha\rho_{Ml}/k_g\alpha(P/RT)m \tag{11.16}$$

式中 m 为平衡线斜率。

此式可写成更有用的形式。气提因子 λ 被定义为平衡线斜率与操作线斜率之比：

$$\lambda = m/(L_M/G_M) \tag{11.17}$$

对低浓度系统，气相阻力的传质单元高度 H_g 和液相阻力的传质单元高度 H_l 分别与各自的传质系数相关联

$$H_g = U_g/(k_g\alpha) \text{ 和 } H_l = U_l/(k_l\alpha) \text{ ●} \tag{11.18}$$

注意：$L_M = U_l\rho_{Ml}$和 $G_M = U_g[P/(RT)]$，可利用式(11.17)和(11.18)将式(11.16)转化为

$$R_{DF} = H_g/(\lambda H_l) \tag{11.19}$$

如果 R_{DF}大于 1，则气相提供主要的传质阻力，如果 R_{DF}小于 1，则液相提供主要的传质阻力。由式(11.17)，$\lambda = 1.06/1.32 = 0.80$。对 2in FR 填料，$R_{DF} = 1.73/(0.80 \times 0.87) = 2.48$。对 FP2Y 填料，$R_{DF} = 1.14/(0.80 \times 0.55) = 2.59$。对二种填料，均为气相提供主要传质阻力。因此用气相传质单元计算填料高度将可获得较高的精度。

7. 画出 $x - y$ 操作图的连接线 连接线是连接操作线和平衡线上对应点的直线。连接线与操作线的交点给出塔内特定点的主体浓度；连接线与平衡线的交点给出塔内相同点的界面浓度。连接线的斜率 *TLS* 由式(11.15)求得：

$$TLS = (y - y_i)/(x - x_i) = -k_l\alpha\rho_{Ml}/k_g\alpha(P/RT) = (H_g/H_l)(L_M/G_M) \tag{11.20}$$

如图 11.2 所示，可在操作线和平衡线间画出不止一条连接线(该图忽略了 2in FR 和 FP2Y 的斜率的细微差别。)这些连接线对理解操作图中各浓度间的关系是有用的。在一般情况下，连接线对联系主体浓度和界面浓度是重要的，使传质方程能进行积分。对完全由气相控制的系统，连接线将是垂直线；对完全由液相控制的系统，连接线将是水平线。

8. 确定填料高度的方程 因为气相提供了主要的传质阻力，所以在填料层微分高度的

●原文误排为 $H_l = U_l/k_l/\alpha$，译者注。

气相物料衡算中采用通过气膜的传质速率方程。通过积分，得到计算填料高度的通用方程：

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{U_g}{k_g \alpha y_{BM}} \frac{y_{BM} dy}{(1-y)(y-y_i)} \tag{11.21}$$

式中 Z 为填料高度，y_{BM}是塔内特定高度处气相主体和界面间非扩散气体(在本案例中为空气)的对数平均浓度。此量将在例 11.5 中详细考虑。对如目前例子的低浓度系统，在整个塔内 y_{BM}和$(1-y)$均近似为 1。利用此简化，式(11.21)变为

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{U_g}{k_g \alpha} \frac{dy}{(y-y_i)} = H_g \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(y-y_i)} = H_g N_g \tag{11.22}$$

在此方程中，假定 H_g 在整个填料层高度内为常数，因此可从积分中移出。剩余的 y 的积分函数是以气膜阻力为基准的传质单元数 N_g。

对平衡线和操作线为直线的低浓度系统，可获得式(11.22)的各种解析解。这些解如下所列。

单个气侧传质单元

$$\begin{aligned} Z &= H_g N_g \\ N_g &= \frac{1+(1+R_{DF})}{1-\lambda} \ln\left[(1-\lambda)\left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}\right) + \lambda\right] \\ R_{DF} &= \frac{H_g}{\lambda H_l} \\ \lambda &= \frac{m}{L_M/G_M} = \frac{He/P}{L_M/G_M} \end{aligned} \tag{11.23}$$

当吸收完全由气相控制时，R_{DF}趋近无穷大和上述 N_g 方程中的 $1/R_{DF}$可略去。

总气侧传质单元

总气侧传质单元通过假定全部传质阻力集中在气相进行计算。液相阻力的影响通过将传质单元高度由 H_g 调整为 H_{og}予以考虑。方程为

$$\begin{aligned} Z &= H_{og} N_{og} \\ H_{og} &= H_g + \lambda H_l \\ N_{og} &= \frac{1}{1-\lambda} \ln\left[(1-\lambda)\left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}\right) + \lambda\right] \\ \lambda &= \frac{m}{L_M/G_M} = \frac{He/P}{L_M/G_M} \end{aligned} \tag{11.24}$$

采用对数平均推动力的总气侧传质单元

另一个可选择的表达式可用于以全塔的对数平均浓度推动力为基础计算 N_{og}。方程是

$$N_{og} = \frac{y_1 - y_2}{(y-y^*)_{LM}} \tag{11.25}$$

$$(y-y^*)_{LM} = \frac{(y_1 - mx_1) - (y_2 - mx_2)}{\ln[(y_1 - mx_1)/(y_2 - mx_2)]}$$

式中 y 是主体浓度，而 y^*是界面浓度，假定全部传质阻力位于气相；即假定图 11.2 中的连接线为垂直线。塔底的液相摩尔分数 x_1 由全塔的物料衡算确定。

理论级

与传质单元相反的理论级和理论板当量高度(*HETP*)也可获得解析解。理论级数或板数

N_p 可以如精馏问题(见第 8 章，精馏，例 8.1)一样在操作线和平衡线间画阶梯予以确定，但更简便的解析解如下所示：

$$\begin{aligned} Z &= (HETP)N_p \\ HETP &= H_{og}\frac{\ln\lambda}{\lambda-1} \\ H_{og} &= H_g + \lambda H_l \\ N_p &= \frac{\ln\left[(1-\lambda)\dfrac{(y_1-mx_2)}{(y_2-mx_2)}+\lambda\right]}{\ln\left(\dfrac{1}{\lambda}\right)} \end{aligned} \tag{11.26}$$

所有这些形式在数学上都是等价的并对填料高度的计算会给出相同的结果。

9. 计算填料高度 表 11.2 列出了变量值和式(11.23)到(11.26)的计算结果。各组方程都产生相同的填料高度。乱堆填料的高度比规整填料高 54%。对本例和后面的例子二种填料的高度都应加上适当的安全因子。

11.4 用直平衡线和操作线确定气提所需的填料高度

流量为 700gal/min、含 100ppm 三氯乙烯(TCE)的地下水用空气气提使 TCE 的浓度降至 5ppb(饮用水质量)。塔内装填 2in 聚丙烯有槽环形填料，以恒定液体流量定义的液泛速度的 30%操作，气相流量是最小流量的 4 倍。确定塔的直径和高度。假定在 50℉和 1atm 下等温操作。液体密度为 62.4lb/ft^3；气体密度为 0.0778lb/ft^3。

【计算步骤】

1. 画出平衡线 对低浓度系统，Henry 定律适用。一般说来，当压力小于 2atm，液相摩尔分数小于 0.01 时，该定律适用。对本例，液相摩尔分数 x 为(100lb TCE/10^6lb 溶液)(18/132) = 1.37×10^{-5}，式中 18 和 132 分别为水和三氯乙烯的相对分子质量。因此，Henry 定律适用。

表 11.2 变量值和填料高度计算结果

参 数	2in FR 的值	FP2Y 的值
H_g	1.73ft	1.14ft
H_l	0.87ft	0.55ft
m	1.06	1.06
λ	0.80	0.80
R_{DF}	2.48	2.59
y_1	0.020	0.020
y_2	5.3×10^{-5}	5.3×10^{-5}
x_1	0.0151	0.0151
x_2	0	0
N_g	30.4	30.0
N_{og}	21.67	21.67
N_{og}(对数平均)	21.67	21.67
N_p	19.42	19.42
H_{og}	2.43ft	1.58ft
HETP	2.71ft	1.76ft
Z	52.6ft	34.2ft

Henry 定律常数可由文献获得(例如，C. Munz and P.V. Roberts，*Journal of the American Water Works Association*，79(5)，pp.62～69，1987)。对 50℉，计算得其值为 248 atm。

因此，对 1atm 下的操作，平衡线为如图 11.3 所示的斜率为 248 的直线。

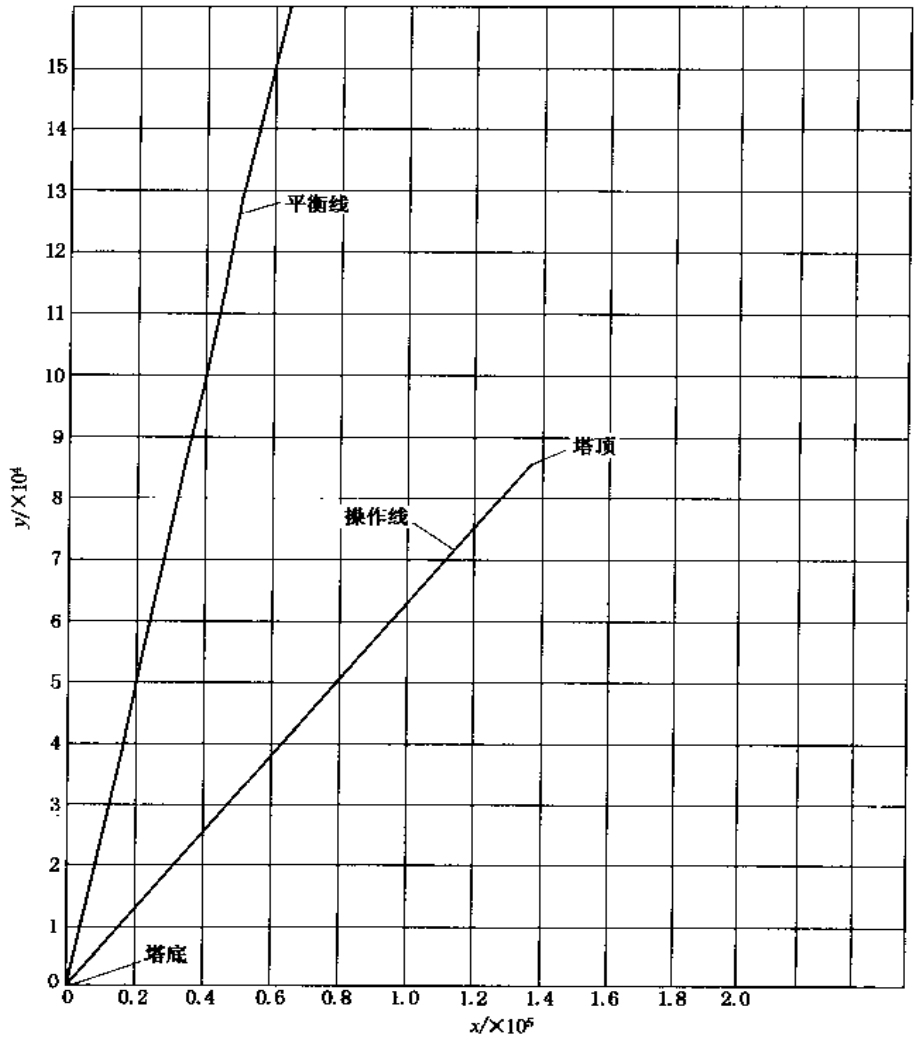


图 11.3　例 11.4 的 x-y 操作图

2. 确定最小气相摩尔流量 G_M 的操作线位置　因为该系统为低浓度，所以操作线将为直线。在塔底入塔空气中 TCE 的浓度可假定为零。5ppb 时的液相摩尔分数 x_1 为(5 lb/10^9 lb)(18/132)或 6.58×10^{-10}。这使操作线底部的坐标非常接近 x-y 操作图的原点(对于气提，操作线在平衡线下方。对于吸收，如前例所见，操作线在平衡线上方)。塔顶的液相摩尔分数 x_2，如步骤 1 所计算的，为 1.37×10^{-5}。

当操作线的一端(在本案例中为塔顶)与平衡线相交时，操作线斜率达到最大。由式(11.10)，$y_2=248\times1.37\times10^{-5}$，或 0.00340。如果我们在式(11.12)中采用这些坐标，操作线的最大斜率基本上与平衡线斜率相同，为 248。因为对本例，液相摩尔流量 L_M 恒定，操作线的最大斜率确定了 G_M 的最小值。

3. 确定操作线位置 实际气相负荷是其最小值的 4 倍。于是，操作线斜率是最大斜率的操作线 1/4，或大体上为平衡线斜率的 1/4。于是，$L_M/G_M = 248/4 = 62$。利用式(11.12)，并由 $y_1 = 0$，可求得 $y_2 = 62 \times (1.37 \times 10^{-5} - 6.58 \times 10^{-10})$，即 8.49×10^{-4}。用直线连接塔顶和塔底的坐标(分别为 x_1、y_1 和 x_2、y_2)给出如图 11.3 所示的操作线。

4. 计算气相和液相负荷和塔径 利用式(11.1)，以及 $C_{VF} = C_{V/f}$和 $C_{LF} = C_L$，式中 f 对本例是恒定液相负荷下定义的液泛的趋近分率。用式(11.14)，用 C_V 表示 C_L。由 $L_M/G_M = 62$，$\rho_l = 62.4\text{lb/ft}^3$，和 $\rho_v = 0.0778\text{lb/ft}^3$，式(11.14)给出 $C_L/C_V = 611$ (gal·s)/(min)(ft³)。

2in 聚丙烯有槽环形填料的 s 和 c 值可从填料供应商处获得，或由该填料的空气－水压降曲线确定。用表 11.1 中的单位，其数值分别为 0.042 和 0.72(注意：聚丙烯填料的这些数值非常接近表 11.1 中相同尺寸的不锈钢填料的相应数值)。将这些数值代入式(11.1)(如同前例中的步骤 4)给出

$$(C_V/0.3)^{1/2} + 0.042 \times (611C_V)^{1/2} = 0.72$$

由上式解得 $C_V = 0.0632\text{ft/s}$。和 $C_L = 611C_V = 38.6\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$。由容量因子和 F 因子的定义，气相和液相负荷的另一种度量可给出为 $F_S = 0.499\text{(ft/s)(lb/ft}^3\text{)}^{1/2}$，$U_g = 1.79\text{ft/s}$，和 $U_L = 38.6\text{gal/(min)(ft}^2\text{)}$。

由给定的流量和上面计算的液相负荷确定塔径。塔面积为(700gal/min)/[38.6gal/(min)(ft²)] = 18.1ft²。塔径 D 为$(18.1 \times 4/\pi)^{1/2} = 4.8\text{ft}$。

5. 确定液相和气相阻力的 *HTU* 值 H_l 和 H_g 值的确定通常是吸收和气提计算中最不可靠的部分。这些数值常可由填料供应商处获得。在文献中也可获得通用的关联式，但是对水溶液系统，这些并不总能提供可靠的结果。关于高度可溶或微溶的气体，如氨和二氧化碳的吸收和气提，可通过适当的调整采用公开发表的数据。这种方法将在例 11.6 中说明，在那里对本例的条件计算得到下列数据：$H_l = 3.48\text{ft}$，和 $H_g = 0.54\text{ft}$。

6. 确定传质控制阻力 控制阻力由式(11.19)提供的气体到液体的推动力的比值确定。由式(11.17)知，$\lambda = 248/62 = 4.0$。利用步骤 5 中的 *HTU*s 值，式(11.19)给出 $R_{DF} = 0.54/(4.0 \times 3.48) = 0.039$。因为 R_{DF}小于 1，主要传质阻力在界面的液侧。在本案例中，96%的阻力在液相。因此，填料高度计算的最高精度将采用液膜传质单元 N_l 或 N_{ol}获得。

7. 计算传质单元数 对平衡线和操作线均为直线的低浓度系统，单个液相传质单元数 N_l 的方程和总传质单元数 N_{ol}的方程为

$$N_l = \frac{1 + R_{DF}}{1 - (1/\lambda)} \ln\left\{\left(1 - \frac{1}{\lambda}\right)\left[\frac{x_2 - (y_1/m)}{x_1 - (y_1/m)}\right] + \frac{1}{\lambda}\right\}$$

$$N_{ol} = \frac{1}{1 - (1/\lambda)} \ln\left\{\left(1 - \frac{1}{\lambda}\right)\left[\frac{x_2 - (y_1/m)}{x_1 - (y_1/m)}\right] + \frac{1}{\lambda}\right\} \tag{11.27}$$

将适当的数值代入这些方程给出

$$N_l = \frac{1 + 0.039}{1 - (1/4.0)} \ln\left[\left(1 - \frac{1}{4.0}\right)\left(\frac{1.37 \times 10^{-5} - 0}{6.85 \times 10^{-10} - 0}\right) + \frac{1}{4.0}\right] = 13.32$$

$$N_{ol} = \frac{1}{1 - (1/4.0)} \ln\left[\left(1 - \frac{1}{4.0}\right)\left(\frac{1.37 \times 10^{-5} - 0}{6.85 \times 10^{-10} - 0}\right) + \frac{1}{4.0}\right] = 12.82$$

8. 计算所需填料高度 根据单个液相传质单元，$Z = H_l N_l = 3.48 \times 13.32 = 46.3\text{ft}$。根据总液相传质单元，$Z = H_{ol} N_{ol}$。根据液相阻力的总传质单元的高度计算如下：

$$H_{ol} = H_l + H_g/\lambda \tag{11.28}$$

由此式，$H_{ol} = 3.48 + 0.54/4.0 = 3.615\text{ft}$，$Z = (3.615\text{ft})(12.82) = 46.3\text{ft}$。

相关计算　当平衡线和/或操作线为曲线时，式(11.27)和(11.28)不完全适用。在这种情况下，设计必须以液相阻力的单个传质单元数为基础，然后用图解积分确定 N_l。这将在下面的例子中说明。

11.5　用平衡曲线和操作曲线确定吸收所需的填料高度

含 30%氨的空气流在采用 2in 不锈钢 Flexiring(FR)乱堆填料的塔内与含 0.1%(质量分数)氨(于是其摩尔分数 x_2 为 0.00106)的水流相互接触。离开塔的空气含 1%氨。塔被设计成按恒定液气比 L/V 定义的液泛的 80%操作，而所用的液气比为最小液气比的 2 倍。虽然在此吸收过程中通常会有显著的热效应，但假定在 80°F、1atm 下等温操作。

【计算步骤】

1. 画出平衡线　该系统的平衡数据在 *Perry's Chemical Engineer's Handbook*，4th ed.，McGraw-Hill，New York(1963)中提供。由所提供的数据，对特定的 x 值范围，计算 10、20、30 和 40℃温度下的 y 值。对特定的 x，将 y 值拟合成式(11.9)形式的回归方程[即 $\lg y = A + (B/T)$]，并计算 80°F(26.7℃)下的 y 值。用这种方法内插的 80°F 下的平衡数据被标绘成图 11.4 中的平衡线。在此图中 Henry 定律用短虚线表示。在液相摩尔分数低于约 0.03 时，平衡曲线和 Henry 定律相当一致，但在此浓度以上，随着浓度增加，偏离不断增加。

2. 画出极限操作线　对浓溶液，气相和液相摩尔通量将发生显著变化。因此，塔的物料衡算将分别以不含氨的水和不含氨的空气的摩尔通量 L_M' 和 G_M' 为基准。典型的单位是 $\text{lb·mol/(ft}^2\text{)(s)}$。那么物料衡算变为

$$L'_M\left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x_2}{1-x_2}\right) = G'_M\left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2}\right) \tag{11.29}$$

方程中的未知量为 L_M'、G_M' 和 x_1。极限操作线是对应于塔底条件下刚好与平衡线接触的操作线。由图 11.4 可见，在 $y_1 = 0.30$ 时，可由平衡线确定 $x_1 = 0.177$。然后求解式(11.29)以获得 L_M'/G_M'，代入液相和气相摩尔分数值，得到 $(L_M'/G_M')_{min} = 1.955$。

并不需要在操作图上实际画出极限操作线。如果需要，它可如下面所示的实际操作线一样画出，除了采用 $(L_M'/G_M')_{min}$ 而不用 L_M'/G_M' 外。

3. 画出实际操作线　实际的 L/G 规定为最小 L/G 的 2 倍。因此，$L_M'/G_M' = 2$，$(L_M'/G_M')_{min} = 2 \times 1.955 = 3.91$。因为操作线是曲线，所以需要填料顶部和底部间不同高度处相应的 x 和 y 值。这些数值可通过顶部(或底部)填料的物料衡算确定，这里 x 和 y 是离开填料层中某点的物料衡算控制体的摩尔分数。那么，式(11.29)变成

$$\frac{y}{1-y} = \frac{L'_M}{G'_M}\left(\frac{x}{1-x} - \frac{x_2}{1-x_2}\right) + \frac{y_2}{1-y_2} = 3.91\left(\frac{x}{1-x} - 0.00106\right) + 0.0101 \tag{11.30}$$

选择 x_1 和 x_2 间的不同 x 值，代入式(11.30)，然后求解相应的 y 值。在 x-y 操作图上标绘这些数值，再画出通过这些点的光滑曲线，给出图 11.4 所示的操作线。对 $y = y_1$ 利用式(11.30)给出离开塔的液体中氨的摩尔分数 $x_1 = 0.0975$。这确定了操作线的端点。

4. 确定塔底和塔顶的气相和液相负荷　最大负荷将发生在塔的底部，在塔底液泛趋近程度被规定为按恒定 L/V 定义的液泛的 80%。为了应用式(11.1)，气相和液相密度必须确

定，而 C_L/C_V 必须与 L_M'/G_M' 相关联。由进塔气体的平均相对分子质量(25.38)和理想气体定律，气体密度为 0.0644lb/ft^3。由离塔液体中氨的浓度和公开发表的氨水溶液的相对密度数据，液体密度为 59.9lb/ft^3。

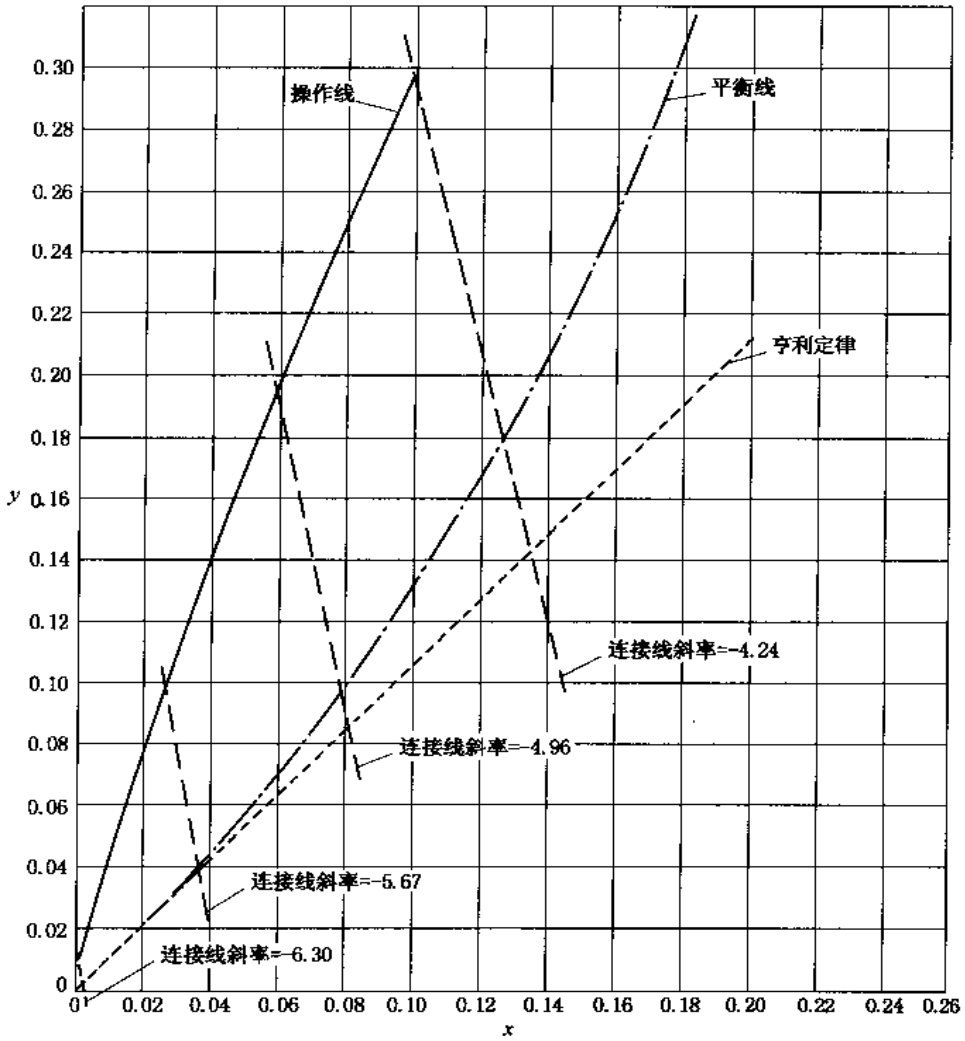


图 11.4 例 11.5 的 x-y 操作图

塔底 L_M/G_M 值由下式给出：

$$L_M/G_M = (L'_M/G'_M)(1 - y_1)/(1 - x_1) = 3.91 \times (1 - 0.30)/(1 - 0.0975) = 3.03$$

C_L 对 C_V 的比值利用液体平均相对分子质量等于 17.92 和气体平均相对分子质量等于 25.38，由式(11.14)给出。将适当的数值代入式(11.14)，给出 $C_L/C_V = 31.5$(gal·s)/(min)(ft^3)。

在式(11.1)中，$C_{VF} = C_V/f$ 和 $C_{LF} = C_L/f$。对 2in Flexiring(FR)填料，c 和 s 值分别为 0.74 和 0.040(见表 11.1)。将这些值代入式(11.1)，给出 $(C_V/0.80)^{1/2} + 0.040\ (31.5\ C_V/0.80)^{1/2} = 0.74$。这给出 $C_V = 0.292$ft/s 和 $C_L = 31.5C_V = 9.20$gal/(min)(ft^2)。用其它单位的塔底负荷可由定义方程计算为 $F_S = 2.26$(ft/s)(lb/ft^3)$^{1/2}$，$U_g = 8.90$ft/s，$U_L = 9.20$ gal/

(min)(ft²) 和 $U_l = 0.0205$ft/s。

由塔底负荷计算塔顶负荷：

$$U_{gt} = U_{gb}\frac{1-y_1}{1-y_2} = 8.90\frac{1-0.3}{1-0.01} = 6.29\text{ft/s}$$

$$U_{lt} = U_{lb}\frac{\rho_{lb}}{M_{wlb}}\frac{(1-x_1)}{(1-x_2)}\frac{M_{wlt}}{\rho_{lt}} = 0.0205\left(\frac{59.9}{17.9}\right)\left(\frac{1-0.0975}{1-0.00106}\right)\left(\frac{18.02}{62.2}\right) = 0.01796\text{ft/s}$$

式中下标 t 和 b 分别指塔顶和塔底，而 18.02 和 62.2 为塔顶液体的相对分子质量和相对密度。利用其它负荷单位，塔顶 F 因子为 $6.29\times0.0732^{1/2} = 1.70\,(\text{ft/s})(\text{lb/ft}^3)^{1/2}$ 和 $U_L = 0.01796\times7.48\times60 = 8.06\text{gal/(min)(ft}^2)$(注意：以 ft/s 表示的表观速度等于以 $\text{ft}^3/(\text{s})(\text{ft}^2)$表示的体积通量)。

5. 确定关于塔底和塔顶液相和气相阻力的单个 *HTUs*　供应商关于 2in FR 填料用于从水中解吸二氧化碳的数据经过对温度和本例物性的校正，给出 $H_{lb} = 0.83$ft 和 $H_{lt} = 0.80$ft。

供应商关于 2in FR 填料用于用水吸收氨的数据经过对温度的校正给出 $H_{gb} = 1.42$ft 和 $H_{gt} = 1.25$ft。

塔底和塔顶的 H_l 值以及塔底和塔顶的 H_g 值足够接近，允许采用平均值。平均值为 $H_l = 0.82$ft 和 $H_g = 1.34$ft。

6. 画出连接线　采用类似于例 3 中所用的方法确定连接线斜率(*TLS*)。式(11.15)和(11.16)对高浓度系统也适用。但是，对这类系统，$k_g\alpha$ 和 $k_l\alpha$ 分别与非扩散组分(分别为空气或水)的主体和界面摩尔分数的对数平均值 y_{BM}和 x_{BM}成反比。

对高浓度系统，y_{BM}和 x_{BM}在塔内可能有相当大的变化。因此，在式(11.21)中，分子和分母都乘以 y_{BM}。对高浓度系统，积分号后的第一项为 H_g。理论上该项与浓度和压力无关并与低浓度系统的 H_g 相等，而对低浓度系统如例 3 所指出的 $y_{BM} = 1$。y_{BM}的变化被包括在式(11.21)的第二项中，对高浓度系统，该项积分得到 N_g。

当塔顶和塔底的负荷使得低浓度系统的 H_g 在整个塔内不发生明显变化，如本例中，式(11.21)积分号后的第一项可视为取其平均值的常数，因此可从积分中移出。对高浓度系统，方程为

$$\begin{aligned}
Z &= H_gN_g \\
H_g &= \frac{U_g}{k_g a y_{BM}} \qquad H_l = \frac{U_l}{k_i a x_{BM}} \\
N_g &= \int_{y_2}^{y_1}\frac{y_{BM}\,dy}{(1-y)(y-y_i)} \\
TLS &= \frac{k_l\alpha\rho_{Ml}}{k_g\alpha[P/(RT)]} = -\frac{H_g}{H_l}\frac{L_M}{G_M}\frac{y_{BM}}{x_{BM}} = -\frac{H_g}{H_l}\frac{L'_M}{G'_M}\frac{(1-y)}{(1-x)}\frac{y_{BM}}{x_{BM}} \\
y_{BM} &= \frac{(1-y)-(1-y_i)}{\ln\left(\frac{1-y}{1-y_i}\right)} \qquad x_{BM} = \frac{(1-x)-(1-x_i)}{\ln\left(\frac{1-x}{1-x_i}\right)}
\end{aligned} \tag{11.31}$$

在应用这些方程时，记住在相同的气体和液体负荷下高浓度系统的 H_g 与低浓度系统相同是有益的。正是 $k_g\alpha$ 随浓度改变并需要引入 y_{BM}以保持 H_g 为常数。

连接线将操作线(主体浓度)和平衡线(界面浓度)上的对应浓度联系在一起。连接线斜率

是由式(11.31)中 TLS 的最后等式决定的。H_g 和 H_l 的值是步骤 5 中确定的平均值(分别为 1.34ft 和 0.82ft)。L'_M/G'_M 的值在步骤 3 中确定(3.91)。在操作线覆盖的整个浓度范围内画出各连接线。一特定连接线将与操作线相交于 x 和 y，交点值被用在式(11.31)中计算 y_{BM}和 x_{BM}，以及在该方程中计算 TLS。

遗憾的是，这些方程不能求得显式解，因为 y_{BM}和 x_{BM}的方程中包含界面浓度，面界面浓度在连接线斜率确定前是未知的。为画出连接线需要一试差程序。现用与操作线相交于 $y=0.20$的连接线进行说明：

(1) 在操作线上确定 y 的位置：$y=0.20$。

(2) 由操作线或由物料衡算方程式(11.29)确定 x：$x=0.059$。

(3) 假定 $y_{BM}/x_{BM}=1$ 估计连结线斜率。于是，$TLS_1=-(1.34/0.82)(3.91)(1-0.20)/(1-0.059)=-5.43$。

(4) 在操作图上画出估计的连接线。

(5) 在估计的连接线与平衡线的交点上，确定估计的界面浓度：$y_{i1}=0.096$ 和 $x_{i1}=0.078$。

(6) 计算估计的 y_{BM}和 x_{BM}值。于是，$y_{BM1}=[(1-0.20)-(1-0.096)]/\ln[(1-0.20)/(1-0.0096)]=0.851$。类似地，$x_{BM1}=0.931$。

(7) 计算第二次迭代的连接线斜率。于是，$TLS_2=-(1.34/0.82)(3.91)[(1-0.20)/(1-0.059)][(0.851/0.931)]=-4.96$。

(8) 重复步骤 4 到 7 直到连接线斜率不再改变。对本案例，第三次迭代连接线斜率已不再改变，因此该斜率为 -4.96。

(9) 在操作图上画出最终的连接线。斜率 = -4.96 通过 $y=0.20$，$x=0.059$。见图 11.4。

沿操作线上的各区间重复上述步骤。画出的连接线越多，积分确定的 N_g 越精确。图 11.4 显示了求解本案例中画出的 20 条连接线中的 4 条。

7. 确定传质控制阻力 对高浓度溶液，气相推动力与以相当浓度单位表示的液相推动力之比为

$$R_{DF}=[H_g/(\lambda H_l)](y_{BM}/x_{BM}) \tag{11.32}$$

此式与低浓度溶液的式(11.19)的差别仅在于引入了 y_{BM}和 x_{BM}的比值。根据平均值，$H_g/H_l=1.34/0.82=1.634$。式(11.32)中的其它量的数值在塔内会发生变化。λ 是平衡线与操作线斜率的比值。λ 的数值可通过确定特定连接线一端的操作线斜率和在同一连接线另一端的平衡线斜率直接由操作图求得。x_{BM}和 y_{BM}的值可用同一连接线任一端的 x 和 x_i 以及 y 和 y_i 确定。

在塔底操作线斜率为 2.48，而平衡线斜率(在与斜率为 -4.24 的连接线的交点确定)为 1.98，y_{BM}为 0.76，和 x_{BM}为 0.89。因此 $R_{DFb}=1.634\times(2.48/1.98)(0.76/0.89)=1.75$。利用塔顶的相应值给出 $R_{DFt}=5.90$。因为这二个值均大于 1，整个塔内都是气相提供主要传质阻力。因此，采用 N_g 计算该塔的传质单元数将提供较高的精度。

8. 用图解积分计算传质单元数 由式(11.31)知 N_g 等于界限 y_2 和 y_1 之间 $f(y)$对 y 标绘的曲线下的面积，这里 $f(y)$是 $y_{BM}/[(1-y)(y-y_i)]$。对操作线和连接线的每一个交点，可计算 $f(y)$，并对 y 进行标绘。这种标绘如图 11.5 所示。从 $y_2=0.01$ 到 $y_1=0.30$，曲线下的面积为 5.74。

9. 计算填料高度　填料高度为 $Z = H_g N_g = (1.34\text{ft})(5.74) = 7.7\text{ft}$。

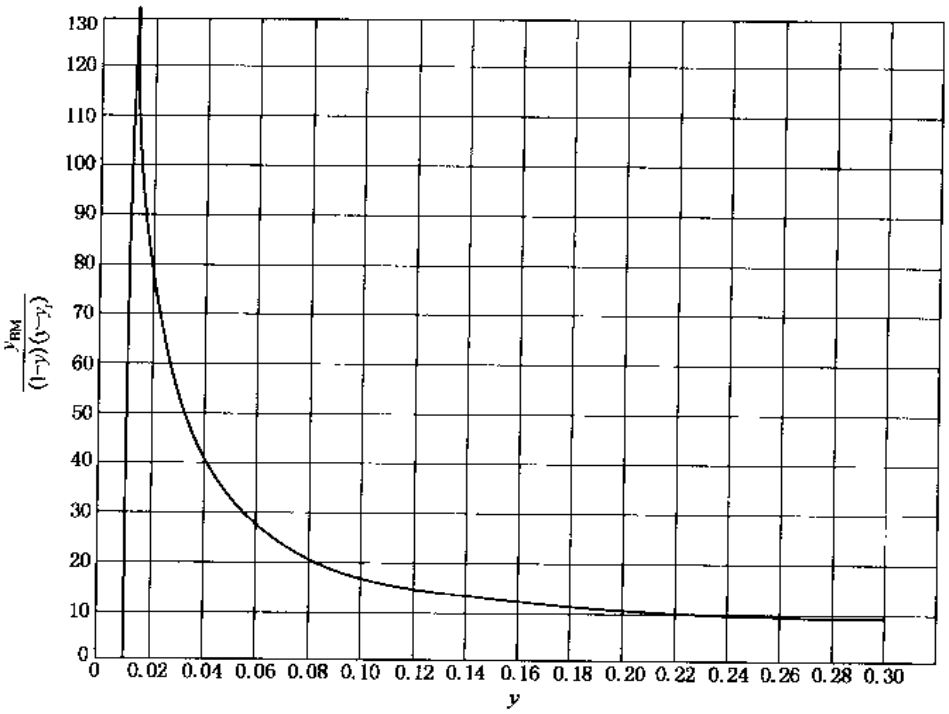


图 11.5　例 11.5 的传质单元数的图解积分

11.6　用模型系统的数据确定空气气提的传质单元高度(*HTU*)

由公开发表的 2in 鲍尔环从 23℃的水中气提二氧化碳和用 20℃的水吸收氨的数据(见 R. Billet and J. Mackowiak, *Chem. Eng. Technol.* 11: 213～227, 1988)确定用于例 11.4 的 H_g 和 H_l。

【计算步骤】

1. 确定当量液体负荷的模型系统中的 H_l　在载液点以下，H_l 对气相负荷是不敏感的。因此，H_l 可仅关联为液体负荷的函数。对所讨论的填料，公开发表的数据表明 $k_l\alpha$ 和体积液相负荷间有线性的双对数关系。这一关系可用方程 $k_l\alpha = 0.360U_l^{0.81}$ 描述，式中 $k_l\alpha$ 为传质系数(s^{-1})，U_l 为表观液体速度(ft/s)(或等价地，以 $ft^3/(ft^2)(s)$表示的表观液体通量)。因为，$H_l = U_l/(k_l\alpha)$，所以 H_l 的方程变为 $H_l = 2.78U_l^{0.19}$，式中 H_l 的单位为 ft，U_l 的单位为 ft/s。对例 11.4 的的液体负荷，$U_l = 0.086\text{ft/s}$，$U_L = 38.6\text{gal/(min)(ft}^2)$，$H_l = 2.78 \times 0.086^{0.19} = 1.74\text{ft}$。这是在给定液体负荷下从 23℃的水中气提二氧化碳的 H_l 值。

2. 将 H_l 校正到实际系统的物理性质　利用 H_l 正比于 Schmidt 数[$Sc = \mu/(\rho D)$]，式中 μ 为粘度，ρ 为密度，D 为扩散系数]的平方根的关系式将 H_l 值由模型系统校正到实际系统。Schmidt 数需要的各量如下。对 23℃时的二氧化碳－水系统($CO_2 - H_2O$)，

$$\mu = 0.936\text{cP} \qquad \rho = 62.4\text{lb/ft}^3 \qquad D = 1.83 \times 10^{-5}\text{cm}^2/\text{s}$$

对 50℃时的三氯乙烯－水系统(TCE－H_2O)，

$$\mu = 1.31\text{cP} \qquad \rho = 62.4\text{lb/ft}^3 \qquad D = 6.4 \times 10^{-6}\text{cm}^2/\text{s}$$

$$\frac{(H_l)_{TCH-H_2O}}{(H_l)_{CO_2-H_2O}} = \frac{\left(\frac{\mu}{\rho D}\right)_{TCE-H_2O}}{\left(\frac{\mu}{\rho D}\right)_{CO_2-H_2O}} = \left(\frac{1.31\times1.83\times10^{-5}}{0.936\times6.4\times10^{-6}}\right)^{1/2} = 2.0$$

因此，三氯乙烯－水的 H_l 值为(1.74ft)(2.0)＝3.48ft。

3. 确定当量负荷的模型系统中的 H_g 值 H_g 的确定略为复杂些，因为引用的参考文献给出的是 H_{og}的值而非 H_g 的值，而这二者均取决于气相和液相负荷。数据表明 H_{og}与 $U_l^{-0.48}$ 和 $F_s^{0.38}$ 成正比。对例 11.4，F 因子大体上为 0.50(ft/s)(lb/ft^3)$^{1/2}$。对此 F 因子，引用的参考文献给出 H_{og}为 0.80ft。此值适用于 20℃的氨－水系统和液体负荷为 6.14 gal/(min)(ft^2)。校正此值至适当的液体负荷给出 $H_{og}=(0.80ft)(38.6/6.14)^{-0.48}=0.33ft$ 。

H_g 和 H_{og}由方程 $H_{og}=H_g+\lambda H_l$ 相关联，式中 λ 为平衡线斜率与操作线斜率之比，如例 11.3 步骤 6 中曾讨论过。对 293K 的氨－水系统，例 11.3 中的式(11.9)给出 $He=0.77atm$。由例 11.3 中的式(11.11)，平衡线斜率 m 为 He/P，即 0.77。由例 11.4，$L_M/G_M=62$。因此，$\lambda=0.77/62=0.0124$。步骤 1 中确定的 23℃时二氧化碳－水系统的 H_l 值为 1.74ft。用 Schmidt 数之比的平方根将此值校正到 20℃的氨－水系统。二氧化碳－水系统的 Schmidt 数已在步骤 2 中给出。对 20℃的氨－水系统，$\mu=1.005cP$，$\rho=62.4lb/ft^3$ 和 $D=2.06\times10^{-5}cm^2/s$。氨－水系统的 H_l 值为$[1.74ft]\{(1.005/0.936)[1.83\times10^{-5}/(2.06\times10^{-5})]\}^{1/2}=1.70ft$。那么，$H_g=H_{og}-\lambda H_l=0.33-0.0124\times1.70=0.31ft$。

4. 校正 H_g 到实际系统性质 利用 H_g 正比于 Schmidt 数的平方根的关系式将 H_g 值由模型系统校正到实际系统。数值如下。对 20℃的氨－空气系统，

$$\mu = 0.018cP \qquad \rho = 0.0752lb/ft^3 \qquad D = 0.222cm^2/s$$

对 50°F时的三氯乙烯－空气系统，

$$\mu = 0.018cP \qquad \rho = 0.0778lb/ft^3 \qquad D = 0.070cm^2/s$$

因此，实际系统的 H_g 值为

$$H_g = [0.31ft][(0.0752/0.0778)(0.222/0.070)]^{1/2} = 0.54ft$$

11.7 存在实际瞬间不可逆化学反应时吸收所需的填料高度

采用 Flexipac 2Y 型(FP2Y)规整填料的填料塔用于从含 0.005 摩尔分数氨(y_1)的空气中脱除 99.5% 的氨。该塔在 100°F和 1atm 下等温操作。氨被硝酸水溶液吸收。塔径选定为 F 因子为 2.0(ft/s)(lb/ft^3)$^{1/2}$，液相负荷为 15gal/(min)(ft^2)。空气流的密度为 0.0709 lb/ft^3，水的密度为 62.0lb/ft^3。应用什么酸浓度以保证在整个塔内获得最大吸收速率？对化学吸收和物理吸收所需的填料高度进行比较。

【计算步骤】

1. 识别反应并估计其速率和可逆性 用溶解的氨和强酸间的液相反应吸收氨可表示为

$$NH_3(g) \rightleftharpoons NH_3(aq)$$

$$NH_3(aq) + H^+ \rightleftharpoons NH_4^+$$

一般而言，由氢离子转移简单组成的反应可视为“瞬时”发生。因此，在本案例中反应速率将被认为是飞速的。

所有反应在某种程度上都是可逆的。对发生在水溶液中的离子反应，如本案例的情况，尤其如此。标记为“不可逆”的反应(如本案例中)并不是说反应不能向反方向进行。确切地说，它指在吸收条件下平衡强烈的有利于反应产物。

对于气体吸收，反应实际上不可逆的判据是溶液中未反应气体[例如 $NH_3(aq)$]的浓度非常小，以至其界面分压远小于气相中吸收气体[例如 $NH_3(g)$]分压。当满足此判据时，吸收气体的界面摩尔分数 y_1 可视为零。这排除了对平衡线或 xy 操作图的需要。

上面表示的第二个反应将由于大的平衡常数和溶液中足够的氢离子浓度向有利于产物方向移动。暂时，反应将被假定为实际上不可逆的，虽然这一假定还将在步骤 5 中检验。

2. 确定气相和液相负荷　由本例所给定的负荷和空气与水的密度计算摩尔通量。表观气相速度是(见例 11.1 步骤 2) $U_g = F_s/\rho_g^{1/2} = 2/0.0709^{1/2} = 7.51\text{ft/s}$。气体摩尔通量为 $G_M = U_g P/(RT) = 7.51 \times 1/(0.73 \times 560) = 0.0184(\text{lb·mol})/(\text{ft}^2)(\text{s})$。液体摩尔通量为 $L_M = U_1\rho_{Ml} = 15 \times 62.0/(7.48 \times 60 \times 18) = 0.115(\text{lb·mol})/(\text{ft}^2)(\text{s})$。由这些数值，液气比为 $L_M/G_M = 0.115/0.0184 = 6.25$。

注意：在液体摩尔通量的计算中，我们假定酸浓度非常低以至可以用水的相对分子质量作为液体相对分子质量。后面将证明这一假定是有效的。

3. 确定设计条件下填料的 *HTUs*　当校正到本案例的设计条件时，对这种填料模型系统的供应商数据给出 $H_g = 0.84\text{ft}$；$H_l = 0.58\text{ft}$。

4. 计算需要的吸收剂浓度　必须用足够的硝酸使整个塔的吸收速率最大。随着酸浓度增加，反应平面将越来越接近界面，直到在一特定浓度下，反应平面与界面重叠。当达到这种条件时，界面上未反应的 $NH_3(aq)$ 的浓度将变为零，吸收完全由气膜控制。当整个塔都达到这种条件时，将获得最大的吸收速率。

吸收速率等于界面处通过气膜的传质速率，在定态时也等于通过液膜的传质速率。(这里采用了双膜理论的结果，因为它们简单并便于用于工程计算。)吸收速率由下式给出

$$\bar{R}a = k_g a(P/RT)(y - y_i) = k_l a\rho_{Ml} x_i[1 + (D_B/zD_A)(x_B/x_i)] \tag{11.33}$$

式中　D_B——溶液中反应物(如 H^+)的扩散系数；

D_A——溶液中溶解气体(如 NH_3)的扩散系数；

ρ_{Ml}——摩尔密度，mol/ft^3；

z——与 1mol A(如 NH_3)反应的 B(如 H^+)的物质的量；

x_B——液相主体中反应物(如 H^+)的摩尔分数。

式(11.33)中其它摩尔分数，如前面的标记，指被吸收气体。式(11.33)右边括号中的量为化学反应在液膜中的增强因子。随着 x_B 增加，x_i 和 y_i 将减小直至实际上变为零。

由式(11.10)，$x_i = y_i P/He$。在式(11.33)中代入 x_i 并求解 y_i 给出

$$y_i = \frac{k_g a(P/RT)y - k_l a\rho_{Ml}\dfrac{D_B x_B}{D_a z}}{k_g a(P/RT) + k_l a\rho_{Ml}(P/He)} \tag{11.34}$$

由式(11.34)显然可见，如果分子中的第二项大于第一项，y_i 将为零。这导致需要的关于 x_B 的判据：

$$x_B \geqslant \frac{H_l}{H_g}\frac{G_M}{L_M}\frac{D_A}{D_B}zy$$

这里例 11.3 中的式(11.18)已被用于将传质系数转化为 *HTU*s。NH_3 和 H^+(实际上为 H_3O^+)的扩散系数近似相等，而且 z 值为 1。y 的最大值存在于塔底，那里 $y_1 = 0.005$。因此，使吸收速率最大的 x_B 的最小值为 $x_B = (0.58/0.84)(0.005/6.25) = 0.000552$。

这是塔底的最低浓度。塔顶液体进料中硝酸的浓度除提供 x_{B1} 为 0.000552 外必须足以与吸收的所有氨反应。根据物料衡算，塔的进料中 H^+ 的摩尔分数 $x_{B2} = [(0.005 - 2.5 \times 10^{-5})/6.25] + 0.000552 = 0.00135$。此摩尔分数乘以液体摩尔密度[55.10(g·mol)/L]给出 $[B]_2 = 0.0743$(g·mol)/L，这对应于 pH 值 1.13。在塔底，$[B]_1 = 0.0304$(g·mol)/L，这对应于 pH 值 1.52。

5. 校核不可逆假定 对铵离子的离解，

$$NH_4^+ \rightleftharpoons H^+ + NH_3(aq)$$

$$K_a = \frac{[H^+][NH_3(aq)]}{[NH_4^+]} = 5.75 \times 10^{-10}\text{(g·mol)/L 在 25℃时} \qquad (11.35)$$

$$[NH_3(aq)] = 5.75 \times 10^{-10}\frac{[NH_4^+]}{[H^+]}$$

NH_4^+ 和 H^+ 的浓度必须使由式(11.35)计算的氨浓度施加的分压与氨的气相分压相比可以忽略。最小气相分压存在于塔顶。NH_4^+ 的最高浓度和 H^+ 的最低浓度存在于塔底。由步骤 4 计算的浓度 $[H^+] = 0.0304$(g·mol)/L 和 $[NH_4^+] = 0.0742 - 0.0304 = 0.0438$(g·mol)/L，再利用式(11.35)，$[NH_3(aq)] = 8.28 \times 10^{-10}$(g·mol)/L。除以液体摩尔密度给出摩尔分数 $x = 8.28 \times 10^{-10}/55.10 = 1.50 \times 10^{-11}$。由式(11.10)，利用 100℉时 $H_e = 1.724$atm，上述摩尔分数相当于分压 p 为 $1.724 \times 1.50 \times 10^{-11}$，或 2.59×10^{-11}atm。这显然远小于塔进口(0.005atm)和出口(2.5×10^{-5}atm)分压。因此，反应实际上为不可逆。

上述计算假定液体仅通过塔一次。实际上，处理这种气体的更有效的方法是使液体循环，在循环回路中加入少量浓酸并排放少量循环液。这将允许循环回路中 NH_4^+ 浓度逐渐积聚。但是，即使 NH_4^+ 浓度积聚到硝酸铵(NH_4NO_3)的溶解度极限，约 30(g·mol)/L，塔顶溶解氨施加的分压仍比塔顶气相中氨的分压几乎小二个数量级。因此，对所有步骤 4 计算的酸浓度给出的实际情况，反应实际上为不可逆。

6. 计算气相传质单元数 对界面摩尔分数由化学反应保持为零的低浓度系统，例 11.3 中式(11.22)得到的 N_g 表达式变为

$$N_g = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y} = \ln\frac{y_1}{y_2}$$

代入 y 的适当数值给出

$$N_g = \ln[0.005/(2.5 \times 10^{-5})] = 5.30$$

7. 计算所需的填料高度 所需填料高度为 $Z = H_g N_g = (0.84\text{ft})(5.30) = 4.45$ft。

8. 计算同样条件下物理吸收的填料高度 在 100℉时，例 11.3 中式(11.9)给出 $He = 1.72$atm。式(11.11)给出 $m = 1.72$。利用式(11.17)$\lambda = 1.72/6.25 = 0.275$。式(11.19)给出 $R_{DF} = 0.84/(0.275 \times 0.58) = 5.27$。和 N_g 的式(11.23)给出

$$N_g = \frac{1 + 1/5.27}{1 - 0.275}\ln\left[(1 - 0.275)\frac{0.0050 - 0}{2.5 \times 10^{-5} - 0} + 0.275\right] = 8.17$$

所需填料高度为 $Z = H_g N_g = (0.84\text{ft})(8.17) = 6.86$ft。由式(11.24)可获得同样结果。

对本案例，化学吸收相对于无化学反应的吸收填料高度减少 34%。

第 12 章　液 体 搅 拌

David S. Dickey 博士
混合技术公司
代顿，俄亥俄

12.1　使搅拌器叶轮旋转所需的功率

对一直径为 58in(1.47m)，装有四片宽度为 12in(0.305m)倾角为 45°的桨叶的斜桨叶轮，确定该搅拌器在相对密度为 1.15(1150kg/m^3)、粘度为 12000cP(12Pa·s)液体中以 84r/min (1.4r/s)的转速旋转所需的功率。驱动一采用该叶轮的搅拌器应用多大的标准电动机?

【计算步骤】

1. 根据叶轮几何特征确定湍流功率数　功率数 N_P 为一将叶轮功率 P 与液体密度 ρ、搅拌转速 N 和叶轮直径 D 等操作变量按下式联系起来的无因次变量[5]：

$$N_P = \frac{P}{\rho N^3 D^5}$$

当采用英制单位时将采用一转换因子(见后)；对 SI 制单位，则不需转换因子。对给定的叶轮几何特征，对湍流搅拌状态功率数为常数。某些搅拌器叶轮湍流功率数的数值如图 12.1 所列。

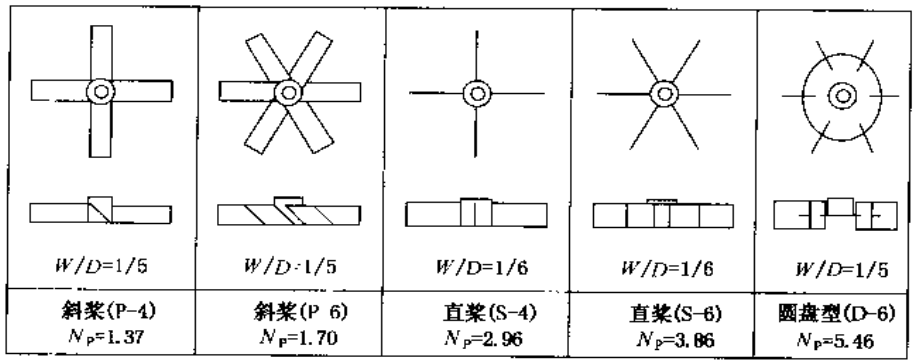


图 12.1　各种叶轮几何特征的湍流功率数 N_P 的数值
(注意：W/D 为实际桨叶宽度与叶轮直径之比值)

本例描述的斜桨叶轮，除桨宽与直径比 W/D 不精确等于⅕外，类似于图中所示的四桨叶轮。为校正不标准的 W/D 对四桨叶轮的影响，必需对标准湍流功率数 $N_P = 1.37$ 应用实际 W/D 与标准 W/D 比值的 1.25 次方的校正因子。于是，直径 58in、桨宽 12in 的叶轮的湍流功率数为

$$N_P = 1.37[(12/58)/(⅕)]^{1.25} \approx 1.37 \times 1.034^{1.25} = 1.43$$

(六桨叶轮非标准 W/D 的校正因子为实际 W/D 与标准 W/D 比值的 1.0 次方，或简单地说

为实际 W/D 与标准 W/D 的比值)。

2. 确定在过程操作条件下的功率数 搅拌的湍流程度可用另一个无因次数，叶轮雷诺数定量。虽然用在搅拌中的雷诺数类似于用在管流中的雷诺数，但叶轮雷诺数的定义和与湍流和层流状态有关的数值则不同于管流。叶轮雷诺数 N_{Re}定义为

$$N_{Re} = \frac{D^2 N\rho}{\mu}$$

式中 μ 为液体粘度。在搅拌中，当 $N_{Re} > 20000$ 时存在湍流状态和当 $N_{Re} < 10$ 时存在层流状态。

功率数是雷诺数和叶轮几何特征的函数。以 N_{Re}为根据的校正因子主要考虑粘度对功率的影响。雷诺数由前段中的定义和题述中给出的条件计算；当采用英制单位时，因子 10.7 使数值无因次：

$$N_{Re} = \frac{10.7D^2N\rho}{\mu} = \frac{10.7 \times 58^2 \times 84 \times 1.15}{12000} = 290$$

$N_{Re} = 290$ 的粘度功率因子由图 12.2 求得为 1.2。对本例所描述的叶轮的功率数为粘度因子乘以湍流功率数(取自前一步骤)；$N_P = 1.2 \times 1.43 = 1.72$。

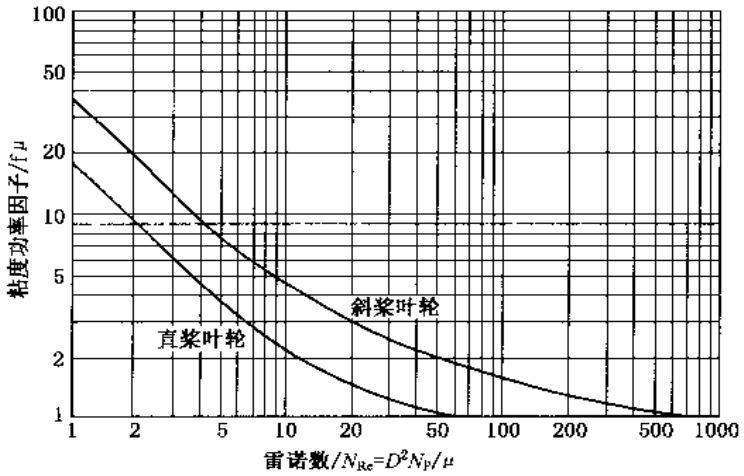


图 12.2 作为叶轮雷诺数函数的粘度功率因子

3. 计算使叶轮旋转所需的轴功率 功率需求可通过将功率数的定义重新整理为 $P = N_P\rho N^3D^5$ 并应用上一步骤确定的功率数数值予以确定。为进行单位转换和以马力表示答案，必须将结果除以因子 1.524×10^{13}：$P = 1.72 \times 1.15 \times 84^3 \times 58^5/(1.524 \times 10^{13}) = 50.5$hp (37.7kW)。

4. 选择标准电动机功率 典型的涡轮叶轮型搅拌器由电动机、专门设计的齿轮减速器、轴和一个或多个叶轮组成。虽然通过齿轮减速器的损失通常只有 3%～8%，但实际转速的稍微偏差(它在功率计算中以三次方出现)和过程条件(密度和粘度)的波动使电动机负荷不宜超过计算叶轮功率的 85%。因此，计算叶轮功率为 50.5hp 和 85% 的电动机负荷表明最小电动机功率：$P_{电动机} = 50.5/0.85 = 59.4$。市场上可购得的上一档稍大的电动机为 60hp(或用米制为 45kW)。于是，60hp 的电动机应用于设计的直径 58in 叶轮的搅拌器以本例描述的 84r/min转速运转。

相关计算　叶轮功率需求与混合槽直径基本无关。但是，图 12.1 所列的功率数假定全挡板条件，对圆筒形槽需要四块等角度(90°)分布的垂直平板型挡板。挡板应延伸至槽的垂直壁面(即直侧面)的全部高度，其宽度应为槽直径的 1/12～1/10。

对粘度较高的液体，液体本身能预防不可控的打旋。因此，当液体粘度大于 5000cP(5 Pa·s)时，对大多数应用不需挡板。对叶轮安装位置离槽底的距离小于叶轮直径的情况，附加的功率数校正因子可能是必需的[3]。

功率数提供了为使叶轮在规定转速下运转所需的正确的电动机大小的重要设计信息。但是，这些计算并没有提供所产生的搅拌对工艺要求是否合适的任何提示。下面的案例说明确定达到规定的过程结果所要求的功率和转速的方法。

12.2　设计混合二种液体的搅拌器

过程要求将相对密度为 1.4(1400kg/m^3)和粘度为 15cP(0.015 Pa·s)的高浓度水溶液加入相对密度为 1.0(1000kg/m^3)和粘度为 18000cP(18Pa·s)的聚合物溶液。这二中液体完全互溶，最终溶液的相对密度为 1.1(1100kg/m^3)和粘度为 15000cP(15Pa·s)。最终的每批体积为 8840gal(33.5m^3)，而混合将在直径为 9.5ft(2.9m)的平底槽内进行。设计该搅拌系统。

【计算步骤】

1. 确定需要的搅拌强度　大多数搅拌设备的设计是以先前的经验和在给定状态下由旋转叶轮产生的液体运动量的知识为基础的。虽然尚不存在搅拌器设计的绝对规则，但有效的指导原则作为大多数过程应用的起点是可以获得的。用于大多数混合过程的液体运动方式是具有充分的顶部到底部运动的循环流模式。轴向流叶轮，如图 12.1 中所列的斜桨涡轮，当在设有挡板的槽内运转时会产生需要的液体运动。需要挡板是为了防止低粘度液体(< 5000cP 或 5 Pa·s)过度打旋。

搅拌槽内液体运动量的一种量度是速度。但是，由于混合要求的特性，液体速度必定在方向和大小上都是随机的。因为实际速度很难测定并与槽内的位置有关，一种称为“主体速度”的人为定义的速度已被发现为搅拌强度的更实际的量度。“主体速度”被定义为叶轮的泵送能力(体积流量)除以槽的横截面积。为了一致，横截面积以“当量平方分批槽直径”为基准。“平方分批”为液面高度等于槽直径的一批液体。

由先前的设计经验，主体速度的大小对大多数涉及液体混合的问题可用作搅拌强度的量度。搅拌槽内典型的主体速度范围为 0.1～1.0ft/s(0.03～0.3m/s)。产生 0.1ft/s 主体速度的搅拌器通常为使整个槽内的液体运动的最小搅拌器。能产生 1.0ft/s 主体速度的搅拌器对大多数情况是最大的实际尺寸。在这二个典型的极限主体速度之间，0.1ft/s 的增量将提供 10 个搅拌强度水平❶，与此相关的典型过程结果如表 12.1 所列。

在本案例中，二种流体的相对密度差为 0.4，而粘度比为 1200。根据表 12.1 中与主体速度 0.2 和 0.6ft/s 相关的过程功能，对本案例主体速度 0.4ft/s(0.12m/s)应是适当的。特殊情况，例如发生反应或经历类似过程，可能影响主体速度的选择。

2. 计算需要的叶轮泵送能力　为了确定所需的泵送能力，主体速度(0.4ft/s)必须乘以适当的横截面积。因为“平方分批”被假定为主体速度的设计基础，当量槽直径 T_{eq}通过重新排

❶原注：Chemineer－Kenics 称为化学尺度水平(chemScale levels)。

列高度等于直径的圆筒体积公式进行计算，即

$$\frac{\pi}{4}T_{eq}^3 = V$$

对最终分批体积 8840gal，并经单位转换，

$$T_{eq} = [8840\text{gal}(231\text{in}^3/\text{gal})\frac{4}{\pi}]^{1/3} = 6.65 \times 8840^{1/3}$$

$$= 137.5\text{in}(3.49\text{m})$$

137.5in 直径的槽的横截面积为$(\pi/4)(137.5\text{in})^2 = 14849\text{in}^2$ 或 103ft^2，所以需要的叶轮泵送能力为主体速度乘以横截面积：$(0.4\text{ft/s})(103\text{ft}^2) = 41.2\text{ft}^3/\text{s}$ 或 $2472\text{ft}^3/\text{min}(1.17\text{m}^3/\text{s})$。在搅拌器的功率和转速确定后，实际槽的几何形状将考虑叶轮的位置和数量。

3. 选择叶轮直径并确定搅拌器转速 四桨斜桨叶轮($N_P = 1.37$)的泵送能力 Q 可用图 12.3 所示的关系与其它混合参数相联系。图中所示为二个无因次变量：泵送数(Q/ND_3)和雷诺数($D^2N\rho/\mu$)间的关系。因为叶轮直径 D 和转速 N 在二个变量中均出现，所以需要迭代求解。一种方便的求解方法如下所述：

表 12.1 与主体速度相关的搅拌结果

主体速度/(ft/s)[(m/s)]	描 述
0.1(0.03) ↓ 0.2(0.06)	主体速度在 0.1～0.2ft/s(0.03～0.06m/s)之间是要求最小的液体运动的应用的特点。主体速度 0.2ft/s(0.06m/s)将 ·使互溶液体混合均匀，如果相对密度差小于 0.1 ·使互溶液体混合均匀，如果最粘的液体的粘度小于其它任何液体粘度的 100 倍 ·造成整批液体运动 ·产生平坦的但运动的液体表面
0.3(0.09) ↓ 0.6(0.18)	主体速度在 0.3～0.6ft/s(0.09～0.18m/s)之间是用于化工过程的大多数搅拌的特点，主体速度 0.6ft/s(0.18m/s)将 ·使互溶液体混合均匀，如果相对密度差小于 0.6 ·使互溶液体混合均匀，如果最粘的液体的粘度小于其它任何液体粘度的 10000 倍 ·使沉降速度为 2～4ft/min(0.01～0.02m/s)的微量固体(<2%)悬浮 ·在低粘度时产生表面波动
0.7(0.21) ↓ 1.0(0.30)	主体速度在 0.7～1.0ft/s(0.21～0.30m/s)之间是要求强烈搅拌的应用的特点，例如临界反应器。主体速度 1.0ft/s(0.30m/s)将 ·使互溶液体混合均匀，如果相对密度差小于 1.0 ·使互溶液体混合均匀，如果最粘的液体的粘度小于其它任何液体粘度的 100000 倍 ·使沉降速度为 4～6ft/min(0.02～0.03m/s)的微量固体(<2%)悬浮 ·在低粘度时表面产生波涛

来源：参考文献 7。

a. 选择叶轮直径。叶轮直径必然是槽直径的某个分数，通常在 0.2～0.6 之间。对目前的计算，叶轮与槽直径比(D/T)将采用 0.4。以当量槽直径(137.5in)为基础，将采用直径为 0.4(137.5in) = 55in(1.4m)的叶轮(对应于 W/D 为1/5，桨宽将为 11in)。

b. 计算叶轮雷诺数的初始估计值。为计算叶轮雷诺数($D^2N\rho/\mu$)，必须设定转速的初始估计值以开始迭代求解。让我们假定转速为 100r/min。利用一批流体的最后性质，相对密度

为 1.1 和粘度为 15000cP，雷诺数的初始估计值为 $N_{Re} = 10.7 \times 55 \times 2 \times 100 \times 1.1/15000 = 237$（系数 10.7 是使数值无因次的转换因子）。

c. 确定泵送数并计算转速。由泵送数关联图（图 12.3），当雷诺数为 237，D/T 为 0.4 时，泵送数 $N_Q = 0.44$。通过重新排列泵送数的定义[$Q/(ND^3)$]并利用由关联图获得的数值（0.44），我们可以计算泵送能力为 2472ft³/min 和叶轮直径为 55in(4.583ft)所要求的转速：

$$N = \frac{Q}{N_Q D^3} = \frac{2472}{0.44 \times 4.583^3} = 58.4\text{r/min}$$

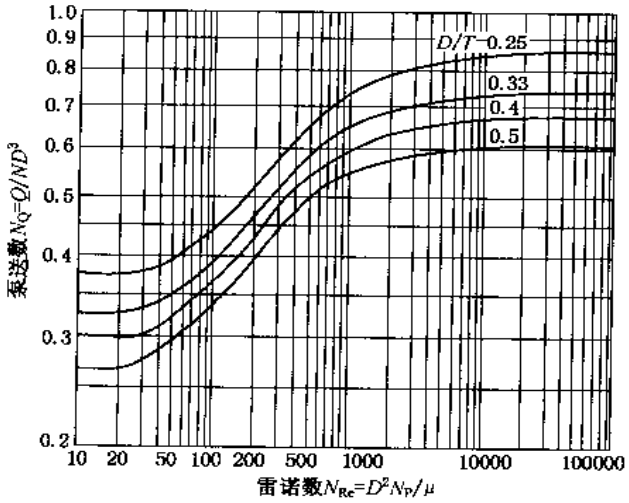


图 12.3　对斜桨叶轮（$N_P = 1.37$）作为叶轮雷诺数函数的泵送数

（取自 *Chemical Engineering* 1976）

估计和计算转速不一致，且对此雷诺数范围泵送数不是常数，所以对转速的迭代求解必须继续[在湍流范围内（$N_{Re} > 20000$），泵送数是常数，则不需要迭代，并且计算的转速对设计是正确的]。

d. 对搅拌器转速进行迭代计算。类似步骤 3b 和 3c，依此计算雷诺数（根据前面估计的转速）、泵送数和搅拌器转速，将收敛如下：

迭代次数	雷诺数	泵送数	转速/(r/min)
2	139	0.38	67.6
3	160	0.40	64.2
4	152	0.39	65.8
5	156	0.395	65.0

于是，当采用直径 55in 的叶轮时，为提供 2472ft³/min 的泵送能力，需要的转速为 65 r/min。

4. 选择标准转速和电动机功率　虽然设计计算已确定需要的搅拌器转速为 65r/min，但是只有某些标准输出转速❶ 是可由典型的工业齿轮减速器获得的。最接近的标准转速是

❶原注：根据公称转速为 1800 和 1200r/min 的电动机的实际转速和标准齿轮减速装置，常用搅拌器驱动装置的标准转速是 230、190、155、125、100、84、68、56、45 和 37r/min，对封闭式斜齿轮和斜锥齿轮这是一个以比值为 $\sqrt{1.5}$ 的几何级数（American Gear Manufacture Association Standard 420.04，December 1975，P.29）。

68r/min。如果转速采用68r/min而不是计算的65r/min,那么主体速度将增加到约0.42ft/s,对搅拌器性能这只是一难以觉察的变化。

采用例12.1所述的方法,对过程流体可以计算让直径55in的叶轮(桨宽11in)以68r/min的转速旋转所需的功率。由图12.1可知,湍流功率数为1.37。68r/min的转速的雷诺数为161。由图12.2可知,对此值的粘度校正因子为1.35,这给出设计条件的功率数 N_P 为 $1.37\times1.35=1.85$。由功率数,可计算叶轮功率为:$P=1.85\times1.1\times68^3\times55^5/(1.524\times10^{13})=21.1$hp。利用电动机85%的负荷,最小电动机功率为21.1/0.85=24.8hp,所以需要一25hp(18.5kW)的电动机。如果接近的较大的电动机远大于上述最小的电动机功率,可将叶轮直径增加1~2in以充分利用可获得的电动机能力。

5. 确定叶轮的数目和位置 前几个步骤完成的计算表明以68r/min的转速运转的25hp搅拌器将提供充分的搅拌通过产生0.40ft/s的主体速度解决问题。但是,这些计算基本上忽略了如下事实:过程将在直径9½ft的槽内完成。设计程序的最后步骤背后的思想是:如果叶轮的数目和位置适合该批液体的高度,如液面高度与槽径比 Z/T 所表示的,以68r/min的转速运转的25hp搅拌器将提供要求的搅拌。

根据表12.2,直径9½ft的槽中每1in液体高度将具有44.1 gal容量。因此,8840gal的液体将装满高度为8840/44.1=200in的槽。所形成的液面高度直径比为 $Z/T=200/114=1.75$。关于叶轮的数目和位置的下列指导原则应该采用:

粘度/cP(Pa·s)	最大液面高度 Z/T	叶轮数	叶轮与槽底间距	
			下叶轮	上叶轮
<25000(<25)	1.4	1	$Z/3$	—
<25000(<25)	2.1	2	$T/3$	$(2/3)Z$
>25000(>25)	0.8	1	$Z/3$	—
>25000(>25)	1.6	2	$T/3$	$(2/3)Z$

因为液体粘度为15000 cP(15Pa·s)和液面高度给出 $Z/T=1.75$,为提供整个槽内液体运动,应采用二个叶轮。

表12.2 圆筒形容器的容量数据

容器直径		圆筒形容器体积		容器封头深度和体积			
ft-in	in	直侧面/(gal/in)	平方分批/gal	标准碟形封头		ASME法兰和碟形封头	
				深度/in	体积/gal	深度/in	体积/gal
3ft	36	4.40	159	4.9	11	6.0	16
3ft-6in	42	5.99	252	5.7	18	7.2	25
4ft	48	7.83	376	6.5	27	8.0	37
4ft-6in	54	9.91	535	7.3	38	9.0	53
5ft	60	12.2	734	8.1	52	10	78
5ft-6in	66	14.8	977	8.9	70	11	104
6ft	72	17.6	1269	9.7	90	12	135
6ft-6in	78	20.7	1631	11	114	14	170
7ft	84	24.0	2041	11	142	15	212
7ft-6in	90	27.5	2478	12	174	15	261
8ft	96	31.3	3007	13	212	16	314

续表

容器直径		圆筒形容器体积		容器封头深度和体积			
ft - in	in	直侧面/(gal/in)	平方分批/gal	标准碟形封头		ASME 法兰和碟形封头	
				深度/in	体积/gal	深度/in	体积/gal
8ft-6in	102	35.3	3607	14	254	18	375
9ft	108	39.6	4287	15	301	19	446
9ft-6in	114	44.1	5035	15	353	20	524
10ft	120	48.9	5873	16	414	21	612
10ft-6in	126	54	6799	17	480	22	705
11ft	132	59	7817	18	560	23	806
11ft-6in	138	65	8932	20	665	24	926
12ft	144	70	10148	20	735	25	995

注：1.0ft = 0.3048m；1.0in = 0.0254m；1.0gal/in = 0.149m^3/m；1.0gal = $3.785 \times 10^{-3}m^3$。

为了由双叶轮系统适当地荷载 25hp 的电动机，每个叶轮应分享 25hp/2 = 12.5hp 电动机功率，或在 85%的负荷率下，0.85(12.5hp) = 每个叶轮 10.6hp。假定对双叶轮尺寸采用相同的粘度校正因子(1.35)，可得到功率数的初始估计值为 $N_P = 1.37 \times 1.35 = 1.85$，而叶轮直径 $D = [1.524 \times 10^{13} P/(N_P \rho N^3)]^{1/5} = [1.524 \times 10^{13} \times 10.6/(1.85 \times 1.1 \times 68^3)]^{1/5} = 47.9$in。利用此值计算雷诺数 $N_{Re} = 10.7 \times 47.9^2 \times 68 \times 1.1/15000 = 122$。对 $N_{Re} = 122$，由图 12.2 可知粘度校正因子为 1.47，或功率数 $N_P = 1.37 \times 1.47 = 2.01$。重新计算叶轮直径，即 $D = [1.524 \times 10^{13} \times 10.6/(2.01 \times 1.1 \times 68^3)]^{1/5} = 47.1$in，表明二个直径为 47.1in(1.20m)的叶轮(桨宽 9.4in)与一个直径为 55in 的叶轮是等价的。下叶轮应安装在距槽底 $T/3 = 114/3 = 38$in(0.965m)处，上叶轮应安装在距槽底(2/3)$Z = (2/3)200 = 133$in(3.39m)处。如果槽的直径为 11ft 或 12ft，则只需一个叶轮。结果导致 $Z/T < 0.4$ 的液面高度搅拌困难。

相关计算 重复相同的设计计算但由不同的叶轮直径开始将导致能产生相同的主体速度(0.4ft/s)的其它功率 - 转速组合。例如，下列组合也能满足设计要求：

叶轮直径/in(m)	电动机功率/hp	转速/(r/min)
48(1.219)	40	100
50(1.270)	30	84
58(1.321)	20	56
62(1.412)	15	45

如同本案例，对许多搅拌器设计问题，会有几种功率 - 转速 - 叶轮直径组合产生相当的结果而使问题获得解决。从节约能量的观点，完成给定的任务大叶轮通常需要的功率较少。

要求其它过程结果的搅拌问题，例如固体悬浮或气体分散，将使用其它设计准则[8,9]。

12.3 达到均匀混合所需的时间

约 150gal($0.57m^3$)的强酸必须被加入 10000gal($37.85m^3$)装在直径 12ft(3.66m)储槽内的弱碱性废液中。废液相对密度 ρ 为 1.2(1200kg/m^3)，而粘度 μ 为 500cP(0.5Pa·s)。如果该储槽用转速 N 为 68r/min 和采用直径 D 为 30in(0.762m)的斜桨叶轮的 1hp(0.75kW)的搅拌器搅拌，确定中和需要的时间。

【计算步骤】

1. 计算雷诺数 酸碱中和通常是非常快的反应，所以混合所需的时间通常为限制因素。虽然液体运动和分子扩散二者都与液体混合有关，但主要由液体运动决定表观混合速度。叶轮搅拌造成了大尺度的流动形态和小尺度的湍流，二者的结合提供了有效和快速的混合。湍流流动形态的作用是使扩散所需的距离几乎减小到分子尺度。

将搅拌槽内复杂的混合过程定量的一种实用方法是测定将示踪物混合均匀所需的时间。这种混合时间测定可采用加变色指示剂，某种染料示踪剂，或加可用电极检测器检测的离子盐的酸碱中和反应。适当考虑测定精度，对由完全离析到高度均匀(>99%)所需的时间，所有这些方法给出的结果基本相同。

这样测得的混合时间 t_b 可与搅拌转速形成一乘积 t_bN 表示为一无因次变量。这种无因次形式的混合时间乘以叶轮直径与储槽直径之比的 2.3 次方，被表示为叶轮雷诺数的函数，如图 12.4 所示。

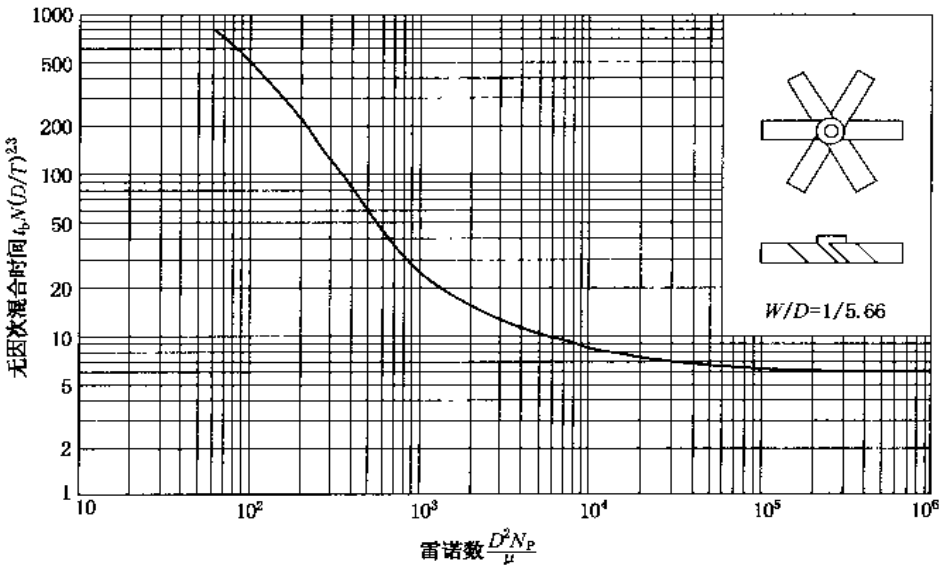


图 12.4 作为斜桨叶轮雷诺数函数的无因次混合时间

关联的自变量是考虑了液体性质对混合时间影响的叶轮雷诺数($D^2N\rho/\mu$)。为了计算雷诺数的数值，必须对无因次形式的给定单位加上系数 10.7。于是，$N_{Re}=10.7\times30^2\times68\times1.2/500=1572$。

2. 确定无因次混合时间和 D/T 对雷诺数 1600，由图 12.4 查得 $t_bN(D/T)^{2.3}=18$。这种形式的无因次混合时间考虑了主要几何特征的影响，因为已将叶轮直径与储槽直径之比，$D/T=30/144=0.208$ 包括在内。

3. 计算混合时间 混合时间可通过重排无因次混合时间的定义，并根据无因次混合时间、D/T 和搅拌器转速的数值直接进行计算：

$$t_b=\frac{18}{N(D/T)^{2.3}}=\frac{18}{68\times0.208^{2.3}}$$

$$=9.80\text{min}(588\text{s})$$

计算得到的混合时间约为 10min，对同样过程的连续观察表明此数值的精度达到 ±10%，

酸的加入位置对混合时间略有影响。混合时间的合理的设计值可取为计算值的 2 倍，即 20min (1200s)。

相关计算 如果废液中和过程是连续的，而且 pH 调节范围相当小(< 3pH 单位)，保守的储槽停留时间设计值可取为计算混合时间的 10 倍，即 100min。

12.4 搅拌槽内的传热

作为最终混合操作的一部分，必需将流量为 800gal/h($0.84 \times 10^{-3}m^3/s$)的石油产品从 125℉(325K)冷却到 100℉(311K)。

100℉时这种油的物理性质如下：

粘度 $\mu = 1200cP(1.2Pa \cdot s)$

相对密度 $\rho = 0.89(890kg/m^3)$

热容 $C_p = 0.52Btu/(lb)(℉)[2175J/(kg)(K)]$

热导率 $k = 0.079Btu/(h)(ft)(℉)[0.137W/(m)(K)]$

储槽直径 T 为 9ft(2.74m)，储槽被设计成以容量 5000gal($18.9m^3$)操作。储槽底部为标准碟形封头，而槽的侧面全部设有夹套。夹套的传热系数估计为 $h_o = 180Btu/(h)(ft^2)(℉)[1021W/(m^2)(K)]$。壁厚及其传热系数假定可忽略。储槽装有直径($D$)38in(0.97m)的叶轮，如果搅拌器以转速 N 为 56r/min 操作时的功率为 1.5hp(1.1kW)[叶轮功率 1.15hp (0.858kW)]，估计为冷却油要求的冷却水的平均温度。如果将搅拌器转速增至 100r/min(假定搅拌器做适当改变)，而问题第一部分所述的其它条件保持不变，确定对油温有什么影响。

【计算步骤】

1. 计算过程侧传热系数 搅拌槽内部(过程侧)传热系数的关联与管内流动传热的关联类似，除了将采用与叶轮雷诺数和与储槽和叶轮有关的几何特征，以及系数和指数有所不同外。夹套储槽搅拌传热 Nusselt 数($N_{Nu} = h_i T/k$)的典型关联式表示为

$$N_{Nu} = 0.85 N_{Re}^{0.66} N_{Pr}^{0.33} \left(\frac{Z}{T}\right)^{-0.56} \left(\frac{D}{T}\right)^{0.13} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

上式中所有项均为无因次。

传热系数关联式用各无因次数组计算。利用本例说明的单位，叶轮雷诺数($N_{Re} = D^2 N\rho/\mu$)需要一转换因子 10.7 使之变成无因次；于是，$N_{Re} = 10.7 \times 38^2 \times 56 \times 0.89/1200 = 642$。Prandtl 数($N_{Pr} = C_p \mu/k$)需要一转换因子 2.42 使之变成无因次；于是，$N_{Pr} = 2.42 \times 0.52 \times 1200/0.079 = 19115$。液面高度与储槽直径比 Z/T 需要确定 5000gal 物料在槽内的液面高度。由表 12.2 可知，标准碟形封头可容纳 301gal 物料，深度为 15in。其余 5000 - 301 = 4699gal 物料以每 1in39.6gal 的比例装满储槽的圆筒部分，或高度为 4699/39.6 = 119in。总液面高度为 $Z = 119 + 15 = 134in$，而 $Z/T = 134/108 = 1.24$。叶轮 - 储槽直径比 D/T 为 38/108 = 0.35。因为缺乏数据且粘度比项的指数非常小，粘度比假定为 1($\mu/\mu_w = 1$)。

将所有这些数值按关联式结合给出 Nusselt 数的数值，$N_{Nu} = 0.85(642)^{0.66}(19115)^{0.33}(1.24)^{-0.56}(0.35)^{0.13}(1)^{0.14} = 1212$。利用热导率和储槽直径(ft)可由 Nusselt 数求得内部传热系数 h_i 的数值，$h_i = N_{Nu}k/T = 1212 \times 0.079/9 = 10.6Btu/(h)(ft^2)(℉)[60.1W/(m^2)(K)]$。

2. 计算总传热系数 总传热系数 U_o 就是对应于内部和外部传热系数的串连传热阻力。总传热系数 U_o 为$(1/h_i + 1/h_o)^{-1} = (1/10.6 + 1/180)^{-1} = 10.0Btu/(h)(ft^2)(℉)[56.7W/(m^2)(K)]$。

3. 确定搅拌传热的总热负荷 过程要求将 800gal/h[1] 油冷却降温 25°F。因为油的相对密度为 0.89，所以其密度为(0.89)(8.337lb 水/gal) = 7.42 lb/gal。体积流量、密度、热容和温差的乘积等于对油进行冷却的热负荷：(800gal/h)(7.42 lb/gal)[(0.52Btu/(lb)(°F))(25°F) = 77168Btu/h(22.6kW)。此外，搅拌器的输入功率(1.15hp)也必将以热量的形式耗散：(1.15hp)[2545Btu/(h)(hp)] = 2927Btu/h。总热负荷 q 为 77168 + 2927 = 80095Btu/h(23.5kW)。

4. 计算要求的冷却剂温度 因为必须存在足够的温差以推动传热速率，即 $q = U_o A(T_i - T_o)$，所以冷却剂温度可由热负荷和传热系数确定。因为底部封头未设夹套，可获得的传热面积是与液体接触的夹套垂直壁面；于是，$A = \pi DZ_{ss} = \pi(9\text{ft})(119/12\text{ft}) = 280\text{ft}^2$。温差为 $(T_i - T_o) = q/U_o A = 80095/(10.0 \times 280) = 28.6°\text{F}$。为提供与过程温度 28.6°F 的温差，平均冷却剂温度必须为 71.4°F(295K)。

5. 确定提高搅拌转速的影响 当搅拌转速增加时二方面的影响必须考虑：(1)改善传热系数，(2)增加功率输入。搅拌转速以雷诺数的形式进入传热系数关联式。对 100r/min 的转速，雷诺数 N_{Re} 变为 $10.7 \times 38^2 \times 100 \times 0.89/1200 = 1146$，这使 Nusselt 数增加到 1777，而内部传热系数 h_I 增加到 $1777 \times 0.079/9 = 15.6\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[88.5\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$。总传热系数 U_o 变为 $(1/15.6 + 1/180)^{-1} = 14.4\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F)}[81.7\text{W/(m}^2\text{)(K)}]$，或说较低转速时增加了 44%。伴随着转速增加功率也将显著增加，因为功率大约正比于转速的三次方(对斜桨叶轮，在 $N_{Re} = 600 \sim 1200$ 之间雷诺数对功率需求的影响可忽略，见图 12.2)。转速为 100r/min 时的功率近似为 $(1.15\text{hp})(100/56)^3 = 6.55\text{hp}$，导致的热负荷为 $(6.55\text{hp})[2545\text{Btu/(h)(hp)}] = 16670\text{Btu/h}$。由于输入功率增加，总热负荷 q 为 77168 + 16670 = 93838Btu/h(27.5kW)。

传热系数增加和热负荷增加的综合影响可通过确定最终的温差看出，即 $(T_i - T_o) = q/U_o A = 93838/(14.4 \times 280) = 23.3°\text{F}$。对同样的夹套温度，通过增加搅拌转速，过程温度将降低为 71.4 + 23.3 = 94.7°F(307.8K)。

通过增加转速改善传热的效益必须与增加冷却水需要量、增加运转功率和搅拌器投资费用进行比较。一般说来，这些增加的费用将超过改善传热的收益。因此，设计用于传热的大多数搅拌器提供中等程度的混合(0.2 ~ 0.3ft/s 的主体速度)作为最优操作。

相关计算 同时涉及传热和混合的情况也可参见第 7 章。

12.5 搅拌固体悬浮系统的放大

设计一搅拌器，必须能完成直径为 10ft(3.05m)用标准碟形底部的 6000gal(22.7m³)储槽内的固体悬浮操作。需要悬浮的物料不溶于液体，颗粒大小范围为 30 ~ 200μm，其相对密度 ρ 为 3.8(3800kg/m³)。液体为相对密度 0.89(890kg/m³)、粘度 125cP(0.125Pa·s)的矿物油。悬浮液含 30%(质量分数)固体，并必须进行充分搅拌以提供大颗粒的颗粒均匀度至少达到液层高度的 3/4。

【计算步骤】

1. 计算悬浮液密度 为形成 1 lb 含 30%(质量分数)固体的悬浮液，必须将 0.3 lb 固体加入 0.7 lb 液体。液体密度为 0.89(8.337 lb 水/gal) = 7.42 lb/gal。类似地，固体必须以密度 3.8 × 8.337 = 31.68 lb/gal 取代液体。因此，1 lb 悬浮液占有的体积为 0.7/7.42 + 0.3/31.68 =

[1] 原文误排为 8000gal/h。

0.1038gal，或密度为（1lb）/0.1038gal = 9.63lb/gal，这与说相对密度为 9.63/8.337 = 1.16（1160kg/m³）相同。

2. 确定物料高度 在采用碟形封头的 10ft 直径的储槽内装 6000gal 物料，16in 深的碟形封头内物料量为 414gal（见表 12.2）。其余 6000 − 414 = 5586gal 物料以每 1in48.9gal 的比例装满储槽的直壁部分，总液层深度为（5586gal）/（48.9gal/in）+ 16in = 130in（3.3m）。

3. 用经验模型确定需要的搅拌强度 虽然固体颗粒、液体和悬浮液的物性数据均可获得，但对粘度较小的液体中颗粒大小分布较宽的搅拌悬浮液，想不经小规模搅拌釜中的实验测定去预测其特性几乎是不可能的。进行小规模测试的最直接方法是建造一与大装置几何相似的模型设备。假定用直径 1ft（1/10 比例）的储槽进行此实验。将比例因子（1/10）用于大储槽的液层高度，在模型槽中应采用（130in）/10 = 13in 的液层高度。

测试应确定为获得要求的悬浮液均匀程度所需的搅拌强度。假定通过目测观察和取样分析，发现直径 4in 的斜桨叶轮（四片桨，每片宽 0.8in）在转速 $N = 465\text{r/min}$ 运转时能产生均匀悬浮到 3/4 液层高度所需的搅拌强度。利用小釜中叶轮直径和搅拌器转速的数据，应能将性能放大到大规模储槽。

4. 放大固体悬浮的实验结果 为了保持放大的几何相似，大设备和小设备间所有长度尺寸必须保持相同的比例。如果大储槽直径为小槽的 10 倍，那么大储槽的叶轮直径应为 10（4in）= 40in。类似地，对四桨叶轮，叶轮桨宽应为 10（0.8in）= 8in。虽然，几何相似并非对所有搅拌放大问题都严格必需，但这种方法通常能获得满意的结果，放大关系也比较简单。

因为叶轮直径是由几何相似确定的，所以大装置的搅拌器转速必须由满足过程需要确定。大设备的转速 N_L 可用下式计算：

$$N_L = N_S\left(\frac{D_S}{D_L}\right)^n$$

式中 N_S 为小设备的转速。指数 n 的数值取决于必须重现的过程结果的类型，因为不同的过程结果将采用不同的放大方法。某些典型的指数，它们对转速的影响和它们对放大的意义如图 12.5 所示。

对相当的固体悬浮，将采用指数 3/4 由小设备固体悬浮转速 465r/min 进行放大：

$$N_L = 465\left(\frac{4}{40}\right)^{3/4} = 82.7\text{r/min}$$

5. 选择标准转速和电动机功率 虽然放大计算预测大搅拌器的操作转速为 82.7r/min，但只有某种标准输出转速是工业上可获得的。最接近的标准转速是 84r/min。为了确定所需功率，采用例 12.1 概述的方法。首先由图 12.1 确定湍流功率数：$N_P = 1.37$。然后，对过程条件计算雷诺数：$N_{Re} = 10.7 \times 40^2 \times 84 \times 1.16/125 = 13345$，这已达到充分湍流，不需要将图 12.2 中的校正因子用于功率数。计算的叶轮功率为 $1.37 \times 1.16 \times 84^3 \times 40^5/(1.524 \times 10^{13}) = 6.33\text{hp}$。考虑过程变动，驱动损失等等，85% 的负荷率意味着需要的最小电动机功率为（6.33hp）/0.85 = 7.45hp。稍大的标准电动机为 7.5hp（5.5kW），将它用于驱动 40in（1.02m）直径的叶轮以 84r/min 转速运转以满足固体悬浮的要求。

相关计算 关于应该采用哪个放大指数，在搅拌器设计的放大问题中并不总是显而易见的。对涉及化学反应的问题，动力学和混合相互作用，常常难以精确放大。因此，为增进有关混合如何影响性能的理解，中等规模的中试反应器可能是必需的。

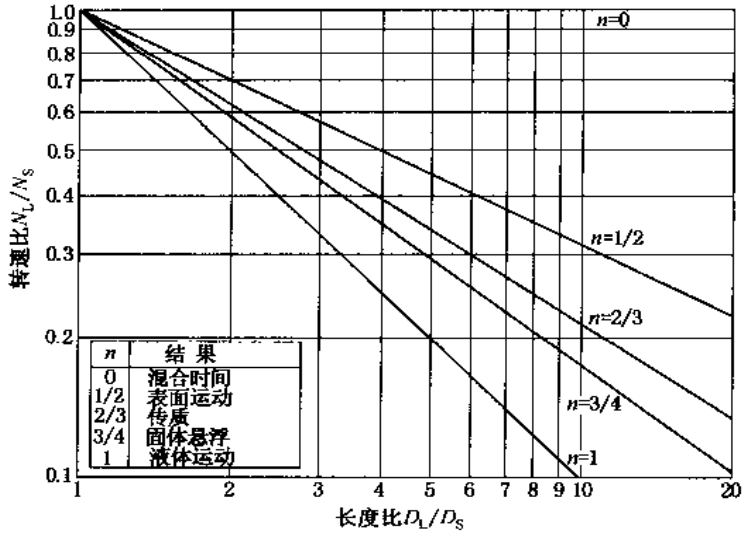


图 12.5 几何相似放大规则;作为长度比函数的转速比

12.6 气体分散的搅拌器设计

需氧发酵过程的中间试验已确定在 120°F(322K)下的最大细胞生长速率每小时每 1000gal 将消耗 16.2lb 氧(每秒每立方米 5.4×10^{-4}kg O_2),只要气体流量足以保持空气中氧的消耗低于 10%和培养液中氧的浓度至少为 2.4mg/L(2.4×10^{-3}kg/m^3)。该过程的总传质系数 k_La (s^{-1})假定为如同离子溶液中:$k_La=(2.0\times10^{-3})(P/V)^{0.7}u_s^{0.2}$,式中 P/V 为单位体积功率(单位为每立方米瓦特)和 u_s 为表观气速(单位为每秒米)。设计一搅拌器完成在直径 12ft (3.66m)储槽中 10000gal(37.9m^3)物料的发酵。发酵培养液初始状态如水,而且在整个过程中相对密度为 1.0(1000kg/m^3)。

【计算步骤】

1. 确定表观气速 最大氧消耗速率(每 1000gal 物料 16.2lb/h)意味着 10000gal 物料每小时将需要 162lb O_2。为了保持氧耗量低于 10%,10 倍于氧需要量的氧必需通过发酵罐,即 10 (162) = 每小时 1620lb O_2。120°F时水饱和的空气中氧质量分数为 21.3%,而在 1atm 下的密度为 0.065lb/ft^3(*Handbook of Tables for Applied Engineering Science*, CRC Press)。为了每小时供应 1620lb O_2,每小时必须有 1620/0.213 = 7606lb 空气通过发酵罐。在 1atm(101.3kPa)下,此流量代表(7606lb/h)/[(0.065lb/ft^3) (60min/h)] = 1950 ft^3/min(0.92 m^3/s)。

为了设计搅拌器,叶轮位置的气体密度应被用于计算表观气速。因为液体压头,必须进行压力校正。直径 12ft 的槽中 10000gal 物料的总液层深度约为 12ft(见表 12.2)。如果叶轮位于距底部六分之一的液层处,因为它用于分散气体,附加的静液压头 10ft 水柱必须加到大气压上(34ft 水柱)。压力校正使实际的气体体积流量 QA 等于(1950 ft^3/min)(34ft 水柱)/(34 + 10ft 水柱) = 1507 ft^3/min。流量除以槽的横截面积,即 π(12ft)^2/4 = 113ft^2,给出表观气速 u_s 为(1507 ft^3/min)/(113ft2) = 13.3ft/min,或 0.22ft/s(0.067m/s)。

2. 确定总传质系数 作为总质量传递的设计水平,系数应以最小浓度梯度和最大传质速率为基础。最小浓度梯度存在子液体表面附近,因为那里总压最小并且氧浓度低,液体中氧饱

和浓度最小。消耗 10% 氧时，空气中氧的比例（摩尔）为（18.4mol O_2 - 1.8mol O_2）/（100mol 气体 - 1.8 mol 气体）= 0.169 mol O_2/mol 气体，这给出氧分压为 0.169atm。当分压单位为大气压和氧浓度单位为溶解氧的摩尔分数时，120℉时氧的 Henry 定律溶解度常数 H 为 5.88×10^4（*Handbook of Tables for Applied Engineering Science*，CRC Press）。于是，溶解在水中的氧的摩尔分数为 $0.169/(5.88 \times 10^4) = 2.78 \times 10^{-6}$mol O_2/mol 液体。这等于[2.78×10^{-6}mol O_2/1mol H_2O][(32g O_2/1mol O_2)/(18gH_2O/1mol H_2O)][103mg O_2/1g O_2][10^3g H_2O/1L H_2O] = 5.10mg O_2/L (5.10×10^{-3}kg/O_2/m^3)。

最大氧传递速率为每小时每 1000gal 16.2lb O_2（5.4×10^{-4}kg O_2/s·m^3）和饱和浓度（5.10×10^{-3} kg O_2/s·m^3），主体浓度（2.40×10^{-3} kg O_2/s·m^3）之间的最小浓度梯度为 $5.10 \times 10^{-3} - 2.40 \times 10^{-3} = 2.7 \times 10^{-3}$ kg O_2/s·m^3。总传质系数 k_La 由传质速率除以浓度梯度进行计算：

$$\frac{5.4 \times 10^{-4}\text{kg/s} \cdot \text{m}^3\text{O}_2}{2.7 \times 10^{-3}\text{kg/m}^3\text{O}_2} = 0.2\text{s}^{-1}$$

3. 计算单位体积需要的搅拌功率　利用总传质系数关联式，即 $k_La = 2.0 \times 10^{-3}(P/V)^{0.7} u_s^{0.2}$，传质系数的设计值（$0.2s^{-1}$）和表观气速（0.067m/s），可计算要求的搅拌强度：$P/V = [0.2s^{-1}/(0.067m/s)^{0.2}(2.0 \times 10^{-3})]^{1/0.7} = 1558W/m^3$（每 1000gal 7.91hp）。

4. 确定防止液泛的最小叶轮尺寸　当叶轮功率和泵送能力不够控制气体流量时，在搅拌气体分散中会发生液泛。对几种叶轮直径对槽直径之比（D/T）的最小单位体积功率和表观气速的液泛关联如图 12.6 所示。对 0.22ft/s 的表观气速和每 1000gal7.91hp 的搅拌功率，最小 D/T 小于 0.25。所以任何大于 $0.25T = 0.25 \times 144 = 36$in 的叶轮应能产生足够的搅拌以防止液泛。

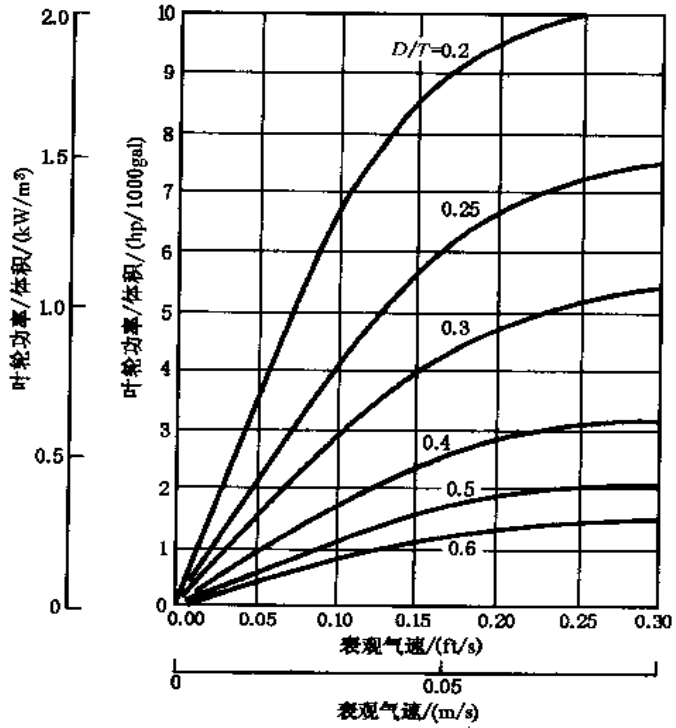


图 12.6　作为表观气速和 D/T 函数的防止液泛的最小叶轮功率需求

（取自 *Chemical Engineering*，1976）

5. 确定要求输入功率的叶轮尺寸 过程要求的叶轮必须获得每 1000gal 7.91hp 的搅拌功率，或 10000gal 物料 79.1hp 的搅拌功率。在过程要求的气体流量，即 $Q_A = 1507ft^3/min$ 下，必须达到此功率水平。运转使气体分散的搅拌器叶轮所需的功率可能远小于不含气体的液体所需的功率。含气与不含气的功率比 P/P_0 如图 12.7 所示，为无因次充气数 $N_{ae} = Q_A/(ND^3)$ 的函数。

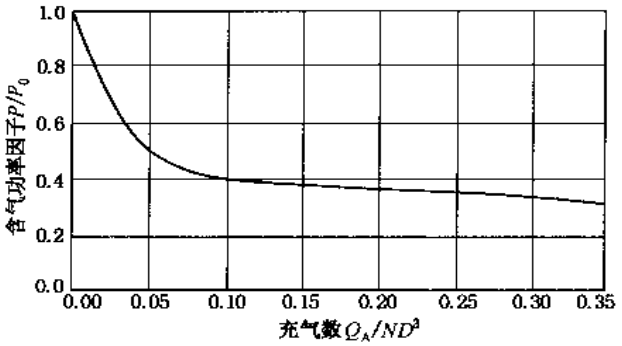


图 12.7 作为充气数函数的含气功率因子

(取自 *Chemical Engineering*, 1976)

对气体分散应用，应采用径向排料叶轮，如图 12.1 中的直桨叶轮和圆盘型叶轮。在本设计中将采用功率数 N_P 为 3.86 的直桨叶轮。假定操作转速为 100r/min。

因为叶轮直径未知，所以充气数和充气功率因子无法确定；但是功率因子 P/P_0 的估计值 0.4 通常是适当的初始估计值。通过重排功率数表示式，即 $N_P = P/(\rho N^3 D^5)$，可导出叶轮直径表示式。必须导入因子 P/P_0 以考虑气体的影响，并进行单位转换，使

$$D = \left[\frac{1.524 \times 10^{13} P}{(P/P_0) N_P N^3}\right]^{1/5} = \left(\frac{1.524 \times 10^{13} \times 79.1}{0.4 \times 3.86 \times 100^3}\right)^{1/5} = 60.0in$$

以 D 值为 60.0in(5ft)，可求得充气数

$$N_{Ae} = \frac{1507ft^3/min}{(100r/min)(5.0ft)^3} = 0.121$$

由图 12.7 得修正的 P/P_0 估计值为 0.38，此值给出叶轮直径为 60.7in。因此，直径为 60.7in(1.54m)、桨宽为 10.1in(0.257m)的直桨叶轮在 100r/min 转速下操作应能满足过程要求。

6. 选择标准大小的电动机 以 85%的效率负荷功率为 79.1hp 的叶轮的电动机要求最小功率为(79.1hp)/0.85 = 93.1hp，这意味着选用 100hp(75kW)的电动机。对设计气体流量条件，这种电动机和叶轮组合大小的确定是正确的。但是，因为含气功率因子，即 $P/P_0 = 0.38$，如果因某种原因丧失了气体供给，叶轮功率将增加到 78/0.38 = 205hp，使电动机严重过载。为避免这一问题，有些方法(典型的为电气控制)将防止电动机在没有气体供给的条件下运行。当气体供给停止时，控制系统或使搅拌器电动机停止运行，或在采用双速电动机时，电动机改为低速运行。

相关计算 大多数气体分散应用根据单位体积功率确定大小。在需氧发酵中，典型的功率水平是每 1000gal 为 5 ~ 12hp(1 ~ 2.4kW/m³)，而对需氧废水处理，更常见的功率水平是每 1000gal 1 ~ 3hp(0.2 ~ 0.6kW/m³)，主要因为微生物的浓度和氧需要量不同。有关发酵的更详细的资料见第 17 章。

12.7 涡轮搅拌器轴的设计

转速为 100r/min 的 15hp(11.2kW)搅拌器被选用于某工艺过程。容器几何特征需要二个叶轮，直径均为 36in(0.91m)，上叶轮位于搅拌器驱动装置下 80in(2.03m)处，下叶轮位于搅拌器驱动装置下 130in(3.30m)处。采用四桨叶的斜桨涡轮叶轮。轴用不锈钢制造，允许剪切应力为 6000 psi(41370kPa)，允许拉伸应力为 10000 psi(68950kPa)，弹性模量为 28000000psi

(193000000kPa)，密度为 0.29lb/in^3(8027kg/m^3)，每英寸长度的质量为 $0.228d^2$，式中 d 为单位为 in 的轴直径。支承搅拌器轴的轴承跨度为 16in。对本应用需要的轴直径为多少？

【计算步骤】

1. 确定轴的流体力学负荷　要使搅拌器旋转，轴必须将扭矩由驱动器传递到叶轮。需要的实际扭矩应由各叶轮所需功率之和求得。但是，过程条件可能变化，所以最好假定全部电动机功率由驱动器输出。最大扭矩 τ 可由电动机功率 $P_{电动机}$ 除以轴转速 N 求得。转换因子 63025 使答案以英制单位表示：

$$\tau = P_{电动机}/N = 63025 \times 15/100 = 9454\text{in} \cdot \text{lb}$$

出口轴必需足够大能在驱动器上传递 9454in·lb(1068N·m)扭矩。在第一个叶轮以下的轴只需传递此扭矩的一半，因为下叶轮应该只需要总功率的一半。

如果各叶轮桨叶上的水力总是均匀分布的，扭力的考虑将构成惟一重要的轴的强度要求。但是，由于贡献于过程混合的流动模型的变化，叶轮桨叶上的实际负荷是波动的。对轴的设计，采用 3/10(0.3)的因子去近似作用于叶轮直径上的不平衡力。对四桨斜桨涡轮，该因子(0.3)是典型的，而对其它类型的叶轮因子数值可能不同。如果混合器承受外部负荷，例如由泵返回的液流，应该采用较大的因子。

不平衡力导致轴上的弯曲力矩 M。这类力矩必须对一个叶轮位于其上的每一轴延伸部分 L_n 上的流体力学负荷进行加和，并必须对叶轮直径 D_n 进行调整：

$$M = \sum_n 0.3(P_n/N)(L_n/D_n)$$

在目前的案例中有二个同样大小的叶轮，电动机的功率被平分并在每一叶轮处计算力矩：

$$M = 0.3[(63025)(15/2)/100][80/36] + 0.3[(63025)(15/2)/100][130/36] = 8272\text{in} \cdot \text{lb}$$

于是，8272in·lb(935 N·m)的最大弯曲力矩恰好发生在搅拌器的驱动装置下面的轴延伸段顶部。轴上的流体力学负荷导致扭矩和弯曲力矩，轴必需有足够的强度才能对付。

2. 确定满足强度的最小轴径　因为扭矩和弯曲力矩可能同时作用在轴上，必须把这些负荷结合起来再分解为轴上的剪切和拉伸应力。最小轴径必须大于剪切或拉伸应力极限要求的轴径中较大者。满足剪切应力的轴径 d_s 可计算如下：

$$d_s = [16(\tau^2 + M^2)^{1/2}/(\pi\sigma_s)]^{1/3}$$

式中 σ_s 为允许剪切应力。如已注意到的，对搅拌器常用的碳钢和不锈钢，σ_s 的推荐值为 6000 psi (41370kPa)。此应力值对防止持久变形和尽可能减小疲劳失效的可能性是足够低的。因此，满足剪切应力的最小轴径为

$$d_s = [16(9454^2 + 8272^2)^{1/2}/(\pi \times 6000)]^{1/3} = 2.201\text{in}$$

满足拉伸应力的最小轴径 d_t 可用类似的公式计算：

$$d_t = [16[M + (\tau^2 + M^2)^{1/2}](\pi\sigma_t)]^{1/3}$$ ❶

式中 σ_t 为允许拉伸应力。因此，满足拉伸应力的最小轴径为

$$d_t = [16[8272 + (9454^2 + 8272^2)^{1/2}]/(\pi \times 10000)]^{1/3} = 2.197\text{in}$$

满足剪切和拉伸应力的最小轴径为 2.201in(0.056m)。刚大于此值的标准尺寸为 2.5in (0.0535m)，此轴径提供了适当的初始设计。

❶原文错排为 $d_t = [16[M + (\tau^2 + M^2)^{1/2}]\pi\sigma_t]^{1/3}$，译者注。

3. 计算搅拌器轴的自然频率 轴的强度并不是设计搅拌器轴的惟一限制——一根长轴不可能具有预防不可控的振动的足够刚度。上悬轴是顶部进入搅拌器通常采用的形式将会类似音叉的振动以自然频率发生振动。如果搅拌器的转速太接近该频率,可能发生破坏性的震荡。大多数大搅拌器轴设计成采用低于第一自然频率的转速,所以即使在启动和停止时,也不会发生过度的振动。

计算搅拌器轴第一自然频率(临界转速)的典型公式考虑轴的刚性、长度、叶轮和轴的质量以及轴的安装刚性的影响:

$$N_c = 37.8d^2(E_y/\rho_m)^{1/2}/[LW_e^{1/2}(L + L_b)^{1/2}]$$

式中 N_c——临界转速,r/min;

d——轴径,in;

L——轴延伸长度,in;

W_e——轴延伸处叶轮和轴的当量质量(lb);

L_b——支承轴的轴承的间距,(in);

E_y——弹性模量,lb/in^2;

ρ_m——密度,lb/in^3。

E_y 和 ρ 是描述轴刚性的二种材料性质。代入题述中给出的弹性模量和密度将上式简化为

$$N_c = 371400d^2/[LW_e^{1/2}(L + L_b)^{1/2}]$$

对二个叶轮的情况,W_e 可计算如下:

$$W_e = W_l + W_u(L_u/L)^3 + w_s(L/4)$$

式中 W_l 和 W_u 分别为下叶轮和上叶轮的质量,上叶轮位于轴延伸段 L_u 处,w_s 为如题述给出的轴的单位质量。叶轮质量数据可由混合器供应商提供,也可直接由用户测定,或由供应商提供的尺寸估算。对目前的案例,假定 2.5in 轴的叶轮的轮毂重 25lb (11.5kg),和 36in 叶轮的一组桨重 34.5lb(15.7kg),所以此搅拌器每个叶轮重 59.5lb (27.0kg)。于是,

$$W_e = 59.5 + 59.5(80/130)^3 + (0.228 \times 2.5^2)(130/4) = 120lb$$

因此,

$$N_c = 371400 \times 2.5^2/[130(120)^{1/2}(130 + 16)^{1/2}] = 135r/min$$

这意味着对所提出的 2.5in 直径的轴必须避免在 135r/min 的转速附近运转。实际上,操作转速的设计极限不应高于临界转速的 65%。因为许多因素可能降低临界转速或增加轴的负荷,这种安全裕量是必需的。例如,临界转速计算假定搅拌器驱动装置的支承是刚性的,但实际上槽的喷嘴和支承结构都有某种会降低自然频率的弹性。而且,叶轮上的动态负荷,如由在液面附近操作诱发的,可能使自然频率的作用变得更重要。

在本案例中,题述给出的 100r/min 的操作转速是临界转速的 74%,因此对安全操作而言已很接近临界转速。

4. 为避免临界转速问题重新设计轴 较大的轴直径应可避免临界转速问题,只要齿轮减速器能匹配较粗的轴。较大的轴直径增加了轴的刚性,于是也增加了自然频率。但是,较粗的轴意味着叶轮轮毂和轴的质量较大。

对目前的案例,尝试 3in 的轴。假定供应商的资料表明这种轴轮毂质量为 40lb (18.2kg),

于是叶轮质量增加到 74.5lb(33.8kg)。因此,新的当量质量为

$$W_e = 74.5 + 74.5(80/130)^3 + [0.228(3.0)^2][130/4] = 159\ \text{lb}$$

和新的临界转速为

$$N_c = 371400 \times 3.0^2/[130(159)^{1/2}(130 + 16)^{1/2}] = 169\text{r/min}$$

题述操作转速 100 r/min 仅为临界转速的 59%,所以 3in 的轴应能安全操作。

5. 探索解决临界转速问题的其它方案　对临界转速问题表面看来明显的答案是降低搅拌器的转速,而对这种选择应无例外的进行核查。但是,这可能引起其本身的复杂性。尤其是,降低转速将改变搅拌器的工艺性能,因此为满足性能要求将需要采用较大的叶轮。因为较大的叶轮也比较重,因此临界转速必须重新确定。

除了对临界转速的影响,这种叶轮还将影响功率需求。而且,转速的改变还可能需要新的齿轮减速器。

在某些情况下,临界转速问题可与有关动态负荷的常见问题一起解决。搅拌器轴动态负荷的一种来源是当叶轮在液体表面附近操作,例如储槽加料或排放时,发生的波浪和旋涡。在叶轮桨叶上加设稳定翅片有助于减轻某些动态负荷。这种翅片还允许搅拌器在更接近临界转速的条件下操作,或许可达到 80%而非 65%。

例如,假定采用 2.5in 的轴,并在下叶轮上增加 16lb(7.3kg)稳定翅片。因此当量质量增加为:

$$W_e = (59.5 + 16) + 59.5(80/130)^3 + [0.228(2.5)^2][130/4] = 136\ \text{lb}$$

而临界转速减小为

$$N_c = 371400(2.5)^2/[130(136)^{1/2}(130 + 16)^{1/2}] = 127\text{r/min}$$

100r/min 的操作转速现为临界转速的 79%,恰好在前面提到的 80%的限度内。

避免临界转速问题的另一种选择是采用较短的轴。将轴长度和叶轮延伸段减少 10in (0.25m)当量质量减少为

$$W_e = 59.5 + 59.5(70/120)^3 + [0.228(2.5)^2][120/4] = 114\ \text{lb}$$

在 114lb(51.8kg)时,临界转速增加为

$$N_c = 371400(2.5)^2/[120(114)^{1/2}(120 + 16)^{1/2}] = 155\text{r/min}$$

对 155r/min 的临界转速,操作转速略低于临界转速的 65%。如果缩短轴长度可通过减少安装高度来实现,则叶轮位置和性能保持不变。不然,复查过程条件。其它设计改变,例如在上叶轮以下采用较细的轴可减小当量质量和增加临界转速。

对碳钢或不锈钢因采用较粗的轴而增加的材料费用很少成为主要因素,但对特种合金材料费用可能是相当可观的。对高压条件下的应用,较大的机械密封的额外费用可能增加相当多的费用,不管轴的材料费用如何。

12.8　由搅拌器功率确定粘度

直径 45in(1.14m)的螺带搅拌器在直径 47in(1.19m)的反应器内运转;从扭矩读数估计流体粘度。该搅拌器是螺距 1:1 的单圈螺旋,所以搅拌器的高度与直径相同,为 45in(1.14m)。这是一双叶螺旋,每片桨的宽度为 4.5in(0.114m)。

反应器中的搅拌器装有转速表和扭矩计。在聚合反应初期,搅拌器转速为 37r/min,而扭

矩读数为460in·lb(52N·m)。随着聚合过程中粘度增大,转速降至12 r/min。当扭矩达到27300in·lb(3085N·m)时反应停止。作为聚合物的最后检测,在8 r/min转速下,得到20600in·lb(2328N·m)的附加扭矩读数。假定整个聚合过程中,聚合物相对密度为0.92。在过程初期和二种最后条件下,聚合物的表观粘度为多少?

【计算步骤】

1. 估计螺带搅拌器的粘性功率数 螺带搅拌器,也称为螺旋搅拌器主要用于高粘度流体加工。这种搅拌器的功率数据大多是在层流或过渡流范围内获得的。各常用几何因素,即搅拌器直径 D、槽直径 T、螺距 P、搅拌器高度 H 和螺带(桨叶)宽度 W 对功率的影响可并入(无因次)粘性功率数关联式:

$$N_P^* = 96.9[D/(T-D)]^{0.5}[1/P][H/D][W/D]^{0.16}$$

对本例所述的搅拌器,该功率数为

$$N_P^* = 96.9[45/(47-45)]^{0.5}[1/1][45/45][4.5/45^{\text{❶}}]^{0.16} = 318$$

粘性功率数由功率 P、粘度 μ、轴转速 N 和搅拌器直径 D 定义为:

$$N_P^* = P/\mu N^2 D^3 = N_P N_{Re}$$

于是,粘性功率数 N_P^* 为湍流功率数 N_P 乘以雷诺数 N_{Re}。因为在粘性、小于60($N_{Re}<60$)的低雷诺数范围内粘性功率数为常数,所以粘性功率数被选作为一关联值。利用层流范围内的粘性功率数由关联式中消去密度,是合适的。

2. 估计聚合初期的粘度 扭矩 τ 的测定值,结合轴转速可转化为功率:

$$P = \tau N/63025 = (460)(37)/63025 = 0.27\text{hp}$$

在此式中,63025是为使因次一致的转换因子。

在0.27hp(0.20kW)时,恒定粘度的功率数可借助单位转换因子 6.11×10^{-15},用于预测表观粘度:

$$\mu_a = P/N_P^* N^2 D^3 = 0.27/(6.11\times10^{-15})(318)(37)^2(45)^3$$
$$= 1114\text{cP}$$

现在,对存在的粘性流动(层流)状态,1114cP的粘度是低的。所以,为慎重起见,应校核 N_{Re} 的数值:

$$N_{Re} = D^2 N\rho/\mu = 10.7\times45^2\times37\times0.92/1114 = 662$$

式中10.7用于当 ρ 为相对密度时使因次一致。

虽然不是完全湍流,雷诺数662也不是层流。这是处于过渡流范围,所以必须将由图12.8获得的校正因子用于粘性功率数。这在步骤3中完成。

术语"表观粘度"指由搅拌器扭矩或功率反算的粘度。真实粘度应在固定的、已知的剪切率下测定。由混合搅拌器产生的有效剪切率实际上是不同剪切率的分布。这种分布可能与螺旋桨叶和槽壁间的剪切密切相关,但其它剪切率可能影响功率。如果粘度与剪切有关,如高粘度聚合物经常发生的,速度分布将影响表观粘度。在相同的轴转速下,不同的搅拌器类型可能给出不同的表观粘度。

对许多粘性流体,不同的转速将提供不同的剪切率,或许还会给出不同的表观粘度。对混

❶原文误排为4.5/4.5,译者注。

合器的设计，由混合搅拌器测定的表观粘度比用粘度计测得的粘度更有用，因为已将适当的剪切率分布包括在内。

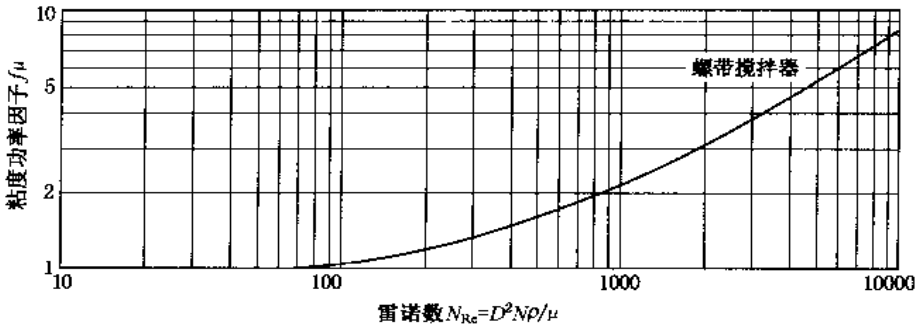


图 12.8　作为搅拌器雷诺数函数的用于螺旋搅拌器粘性功率数的粘性功率因子

3. 重新估计中间雷诺数的粘度　在中间雷诺数范围内，$60 < N_{Re} < 20000$（对螺带式搅拌器），粘性功率数不是常数，也不是湍流功率数。图 12.8，作为雷诺数函数的粘性功率因子图，可用于校正过渡区的粘性功率数。

在雷诺数为 662 时，粘性功率因子 f_μ 约为 1.8。将此因子用于步骤 2 中用于表观粘度计算的功率数可得另一个表观粘度估计值：

$$\mu_a = 0.27/[(6.11 \times 10^{-15})(1.8)(318)(37)^2(45)^3] = 619\text{cP}$$

根据粘度为 619cP 给出另一个雷诺数估计值为 1191。在雷诺数为 1191 时，功率因子变为 2.3，导致表观粘度为 484。再经过几步迭代，以雷诺数为 1994 时的校正因子 3.0 为基础达到估计粘度值为 370 cP。

因为随着状态趋近湍流区，通常为 $N_{Re} > 20000$，粘度对功率的影响逐渐下降，所以只需几次迭代。在湍流区，功率与粘度无关，搅拌器功率不能用于粘度估算。

4. 确定过程结束时的表观粘度　随着聚合进行，粘度不断增大。粘度越高意味着扭矩越大。为保持扭矩和功率在搅拌器能力范围内，必须降低搅拌转速。在过程结束时，搅拌器转速为 12r/min，扭矩达到 27300in·lb(3085N·m)，而需要的功率（见步骤 2）为

$$P = 27300 \times 12/63025 = 5.20\text{hp}$$

在 5.20hp(3.88kW)时，表观粘度为

$$\mu_a = 5.20/[(6.11 \times 10^{-15})(318)(12)^2(45)^3 = 204000\text{cP}$$

在 204000cP 下，雷诺数仅为

$$N_{Re} = 10.7 \times 45^2 \times 12 \times 0.92/204000 = 1.2$$

这完全属于粘性流（层流）范围。在这些条件下，在一定转速下的功率和扭矩与粘度成正比，而粘性功率因子为 1。

在 8r/min 和 20600in·lb(2328N·m)下的同样计算如下所示：

$$P = 20600 \times 8/63025 = 2.61\text{hp}$$

$$\mu_a = 2.61/[(6.11 \times 10^{-15})(318)(8)^2(45)^3] = 230000\text{cP}$$

于是，流体在较低的转速下表现出较高的粘度。流体性质的另一种观点是随着搅拌器转速增加，剪切率增加而粘度减小。这种流体性质被称为“剪切稀薄”，是许多聚合物的典型性质。

于是，适当装备了测量仪表的反应器可用作高粘度流体的粘度计。

12.9 液体搅拌器的非几何相似放大

一涉及性质似水的液体的过程必须由直径 18in(0.46m)、容积 15gal($0.057m^3$)的搅拌中试反应器放大为直径 120in(3.05m)、容积 7000gal($26.5m^3$)的大规模反应器。中试反应器具有 18in(0.46m)直边，而大规模反应器具有 168in(4.27m)直边。二反应器在顶部和底部都采用 ASME 碟形封头。在中试反应器中用二个转速为 350r/min(5.83r/s)的 6.0in(0.15m)直径的斜桨涡轮获得了成功的过程性能。为改善液体的运动，建议大规模反应器采用水翼叶轮代替斜桨涡轮。每一斜桨涡轮的湍流功率数为 1.37，而每一水翼叶轮的功率数为 0.3。当保持叶轮尖端速度不变时，对采用几何相似的槽的类似过程，过去的放大经验是成功的。

【计算步骤】

1. 计算液层高度 液层高度通常由容器封头底部的中心开始测量。所以，在计算直边液层高度时必须从总体积中减去封头体积；那么必须在直边液层高度上加上封头深度。

在中试反应器中，直径 18in(0.46m)的 ASME 封头体积为 2.04gal($0.0077m^3$)，而到直边深度为 3.16in(0.080m)。封头深度和体积表可在许多工程手册中查得。直边容积为(15gal - 2.04gal)，即 12.96gal($0.049\ m^3$)。用圆柱体积公式进行计算，圆柱体积为底面积 × 高度，高度可由体积除以横截面积进行计算。圆柱体积为 12.96gal($0.049\ m^3$)，即(12.96gal)($231in^3$/gal)或 $2994in^3$。槽的横截面积为 $\pi T^2/4 = \pi 18^2/4 = 254.4in^2(0.164m^2)$。圆柱体积除以横截面积，$2994in^3/254.4in^2 = 11.76in$ (0.30m)槽直边的液层高度。总液层高度为直边液层高度和封头深度之和：11.76 + 3.16 = 14.9in(0.379m)。因为通常计算槽体积的 5% ~ 10% 被内构件，如叶轮、轴和挡板占据，所以实际液层高度可能接近 1.10 × 1.49 = 16.4in(0.417m)。

对大规模的容器可完成类似计算。直径 120in(3.05m)的 ASME 封头体积为 605gal($0.0077m^3$)，而深度为 20.7in(0.53m)。7000gal 体积中直边容积为 7000 - 605 = 6395gal($24.2m^3$)，直边液层高度为(6395gal)(231)/($\pi 120^2/4$) = 1477245/11310 = 130.6in(3.32m)。总液层高度为 130.6 + 20.7 = 151.3in(3.84m)。如果对槽内构件调整液层高度，预期的液层高度为 1.10 × 151.3 = 166in(4.23m)。此液层深度恰好适合直边深度为 168in(4.27m)的槽。

注意在中试装置中液层高度与槽直径之比为 16.4/18.0 = 0.91，至于大规模容器的此比值为 166/120 = 1.38。对几何相似，所有这类长度比应相等。因为在本案例中，这些比值不相等，所以必须采用非几何相似放大。

2. 考虑非几何相似反应器直接放大中涉及的选择和结果，并将它们应用于本案例 虽然以等周缘速度为基础的直接放大是一种选择，但在不存在几何相似的条件下可能发生许多不可预料的变化。例如，对大规模反应器，可选用二个直径为 40in(1.02m)的水翼叶轮。简单的周缘速度放大要求按叶轮直径的反比对中试反应器的转速进行调节：(350r/min)(6/40) = 52.5r/min(0.875r/s)。作为基本的校核，中试反应器的叶轮周缘速度可由桨叶外端的周长乘以转速进行计算：π(6in)(350r/min) = 6597in/min，或 550ft/min(2.79m/s)。对大规模反应器进行同样的计算给出 π(40in)(52.5r/min) = 6597in/min，或 550ft/min(2.79m/s)。这类放大的结果具有相同的周缘速度。但是，遗憾的是，我们不能保证任意选择的水翼叶轮的直径是正确的，也不知道液层高度比是否重要，其它因素是否需要考虑。

考虑放大中这类其它影响的一种方法是计算其它基本数值，例如单位体积功率和单位体

积扭矩，这二个数值都可用于描述搅拌强度。问题 12.1 讲述了计算叶轮功率的某些细节。对此处考虑的情况，因为流体被描述为类似于水，所以取相对密度为 1.0 和粘度为 1.0cP 是适当的。由于这些特征，雷诺数影响的校正是不需要的，并且恒定功率数可用于计算（更广泛的功率计算可能包括粘度、密度、离底部距离和叶轮间距之类因素的影响；当这些因素具有重要影响时，应在计算中的任一步骤进行这些附加的校正。但是，在本案例中，以及在许多实际应用中，这种校正对放大是不重要的）。

对斜桨涡轮采用功率数 1.37，中试反应器的叶轮功率可如例 12.1 所示计算如下：$1.37 \times 1.0 \times 350^3 \times 6^5/(1.524 \times 10^{13}) = 0.030$hp(22.35W)。因为采用二个叶轮，对此数值加倍给出总功率的大致准确的数值：$2 \times 0.030 = 0.060$hp(44.7W)。中试反应器中单位体积功率为 0.060hp/15gal = 0.004hp/gal(787W/m^3)。为获得大小合理的数值，通常相对 1000gal 报道单位体积功率：$1000 \times 0.060/15 = 4.00$hp/1000gal(787W/m^3)。功率除以转速即得扭矩；将单位转换因子(63025)包括在内，叶轮扭矩为 63025(0.060hp)/(350r/min) = 10.8in·lb(1.22N·m)。以 1000gal 为基准，单位体积扭矩为 $1000 \times 10.8/15 = 720$ in·lb/1000gal(21.5N·m/m^3)。

对采用二个 40in 水翼叶轮的大规模反应器由功率计算开始进行相同的计算。这种特定的水翼叶轮的功率数为 0.30(因为各自的几何特征，此数值因制造和叶轮样式而互不相同)。对所建议的水翼叶轮，二叶轮的功率为 $2 \times 0.30 \times 1.0 \times 52.5^3 \times 40^5/(1.524 \times 10^{13}) = 0.583$hp(435W)。单位体积功率为 $1000 \times 0.583/7000 = 0.08$hp/1000gal (16.4W/m^3)。放大导致只有中试反应器所用体积功率的 0.08/4.0 = 0.02 或 2%。大规模反应器的扭矩为 $63025 \times 0.583/52.5 = 700$in·lb(79N·m)。单位体积扭矩为 $1000 \times 700/7000 = 100$ in·lb/1000gal(2.8N·m/m^3)。在本案例中，大规模反应器的单位体积扭矩为中试反应器数值的 100/720 = 0.14 或 14%。

单位体积功率通常与用于传质的搅拌有关，而单位体积扭矩通常与液体速度有关。如果这些数值在放大过程中改变过大——如在本案例中就是这种情况，搅拌强度也将有显著改变。不可否认，即使在几何相似条件下，这些数值也会发生变化；但是单位体积扭矩不应小于原始值的 1/3，除非是在比搅拌的最小液层高度大得多的条件下进行中试。

在本案例中发生的单位体积功率和扭矩的剧烈变化暗示需要采用逐步非几何放大。如下列步骤所述的一种系统方法将对问题进行区别并建议可能的补救办法。放大步骤的次序并不是决定性的，但本案例所用的次序能令人满意。并非在所有放大问题中都需要所有步骤，某些步骤可能用于其它应用。

3. 进行几何相似放大　或许有点自相矛盾，甚至用于非几何相似放大的好的出发点也能构成几何相似放大的好的出发点。首先，转速改变是可以预见的。以及，至少一个关键变量可以保持不变。因为几何相似，从小设备到大设备所有长度尺寸的比例是相同的。于是槽直径由 18in(0.46m)放大到 120in(3.05m)代表几何比例为 120/18 = 6.67。将此比值用于叶轮直径给出大设备叶轮直径为 $6 \times 120/18 = 40$in(1.02m)。因为周缘速度(πDN)保持不变，中试装置的转速必须按几何比例的反比进行调节：$350 \times (6/40) = 52.5$r/min (0.88r/s)。

因为所有几何比例相同，所以大容器中的液层高度必须为 $16.4 \times (120/18) = 109$in(2.77m)。根据本例步骤 1 中讨论的相同的大设备封头尺寸和体积计算(并考虑额外的 10%作为内部构件体积)，直径 120in(3.05m)的槽的几何相似体积为 4444gal(16.8m^3)。

为了证实此放大步骤，计算周缘速度为 $\pi \times 40 \times 52.5/12 = 550$ft/min(2.79m/s)。二个叶轮所需功率为 $2 \times 1.37 \times 1.0 \times 52.5^3 \times 40^5/(1.524 \times 10^{13}) = 2.66$hp(1987W)。单位体积功率为

$1000 \times 2.66/4444 = 0.60$hp/1000gal(118W/m^3)。扭矩为 $63025 \times 2.66/52.5 = 3193$ in·lb(360N·m)和单位体积扭矩为 $1000 \times 3193/4444 = 720$ in·lb/1000gal (21.5N·m/m^3)。

恒定周缘速度的几何相似放大也保持扭矩/体积比恒定。因为液体速度(扭矩/体积)在液体搅拌问题中是搅拌强度的一个重要量度,所以保持扭矩/体积比恒定比保持功率/体积比恒定更重要。对本案例的规模改变,单位体积功率为中试装置的 0.6/4.0 = 0.15 或 15%。这种规模改变的功率/体积放大是非常保守的设计,但对某些应用可能是一种合适的设计。

4. 对步骤 3 的结果进行体积调整 因为几何相似放大导致直径 120in(3.05m)的槽的体积只有 4444gal(16.8m^3),而设计规定要求体积为 7000gal(26.5m^3),所以需要更高的液层高度。根据步骤 1 的计算,井口槽的液层高度为 99.1in(2.52m)。考虑 10%的内部构件体积,实际液层高度约为 109in (2.77m)。

因为周缘速度相等和几何相似的叶轮,不管液层增加保持转速相同。于是,对相同的叶轮、转速和流体性质,功率和扭矩保持不变。但是,体积改变影响了单位体积的功率:1000(2.66hp)/7000gal = 0.38hp/1000gal(75.0W/m^3)。类似地,单位体积扭矩减小为 1000(3193in·lb)/7000gal = 456in·lb/1000gal(13.6N·m/m^3)。这二项变化表示与中试装置结果相比,搅拌强度有了明显减小。

5. 调节步骤 4 的结果获得恒定的扭矩/体积 因为几何相似的等周缘速度给出相等的扭矩/体积,在评价先前的放大经验时这二个不同的放大判据往往是相互矛盾的。在本案例中,通过调节到相同的单位体积扭矩来执行步骤 4 的体积调整似乎是合适的。等单位体积扭矩应保持类似的速度大小,于是给出类似的液体搅拌强度的表象。为了在 7000gal(26.5m^3)的容器中保持中试装置的单位体积扭矩 720in·lb/1000gal(21.5 N·m/m^3),大容器的扭矩必须为 $7000 \times 720/1000 = 5040$in·lb(569N·m)。结合功率和扭矩的公式给出扭矩为 $N_P\rho N^2 D^5$,这被除以转换因子 2.41×10^8。重排扭矩公式,并求解叶轮转速给出相同单位体积扭矩的转速为

$$N = \left(\frac{2.418 \times 10^8 \times 5040}{2 \times 1.37 \times 1.0 \times 40.0^5}\right)^{1/2} = 65.9\text{r/min}(1.10\text{r/s})$$

在 65.9r/min(1.10r/s)转速时,功率为 $2 \times 1.37 \times 1.0 \times 65.9^3 \times 40.0^5/(1.524 \times 10^{13}) = 5.27$hp (3927W)和单位体积功率为 = 0.75hp/1000gal(148W/m^3)。但是,现在周缘速度将变为 $\pi \times 65.9 \times (40.0/12) = 690$ft/min(3.51m/s)。周缘速度增加有利还是不利取决于过程。如果不做进一步的中试(这将在后面讨论),将没有充分的资料以选择优先的判据。

6. 调整步骤 5 的结果除恒定单位体积扭矩外再获得恒定周缘速度 在上二个步骤中,在保持周缘速度不变或单位体积扭矩不变的条件下,将体积由 4444gal(16.8m^3)增加到 7000gal (26.5m^3)。但是,通过改变叶轮直径可使周缘速度和单位体积扭矩同时保持不变。因为湍流状态隐含着恒定的功率数,还因为几何相似的叶轮隐含着相同的功率数,所以周缘速度和单位体积扭矩的数学表示式可简化为涉及转速、叶轮直径和液体体积的表示式。在下文中,下标 1 和 2 分别代表小体积和大体积设备的特征。

恒定周缘速度

$$N_1 D_1 = N_2 D_2$$

恒定单位体积扭矩

$$\frac{N_1^2 D_1^5}{V_1} = \frac{N_2^2 D_2^5}{V_2}$$

消除恒定周缘速度

$$N_1^2 D_1^2 \frac{D_1^3}{V_1} = N_2^2 D_2^2 \frac{D_2^3}{V_2}$$

$$\frac{D_1^3}{V_1} = \frac{D_2^3}{V_2}$$

求解叶轮直径

$$D_2 = D_1\left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{1/3}$$

$$D_2 = 40.0\left(\frac{7000}{4444}\right)^{1/3}$$

$$= 46.5\text{in}(1.18\text{m})$$

求解转速

$$N_2 = N_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)$$

$$N_2 = 52.5\left(\frac{40.0}{46.5}\right)$$

$$= 45.1\text{r/min}(0.75\text{r/s})$$

以 45.1r/min(0.75r/s) 的转速转动二个直径为 46.5in(1.18m)的叶轮所需的功率为 $2 \times 1.37 \times 1.0 \times 45.1^3 \times 46.5^5/(1.524 \times 10^{13}) = 3.59\text{hp}(2689\text{W})$ 或 $1000 \times 3.59/7000 = 0.51\text{hp}/1000\text{gal}(102\text{W/m}^3)$。扭矩为 $63025 \times 3.59/45.1 = 5017\text{in}\cdot\text{lb}(567\text{N}\cdot\text{m})$ 和单位体积扭矩为 $1000 \times 5017/7000 = 717\text{in}\cdot\text{lb}/1000\text{gal}(21.4\text{N}\cdot\text{m/m}^3)$。周缘速度为 $\pi \times 45.1 \times (46.5/12) = 550\text{ft/min}$ (2.79m/s)。于是,通过叶轮直径的小量调整,使单位体积扭矩和周缘速度均保持不变。因为液层高度改变,几何相似不再适用,而叶轮直径的调整可能是一种可以接受的选择。

7. 研究改变叶轮数目　当体积由 4444gal(16.8m³)改变为 7000gal(26.5m³)时,体积比为 7000/4444 = 1.56。因为体积比接近 1.5,考虑叶轮数目增加 1.5 倍,即采用三个叶轮。在高槽内采用较多的叶轮是一种好的方案,只因为搅拌作用通过容器高度分摊。三个叶轮的结果看起来很像在顶部增加半个槽的几何相似放大。

对由几何相似放大得到的三个具有恒定周缘速度的叶轮的调整,功率为 $3 \times 1.37 \times 1.0 \times 52.5^3 \times 40.0^5/1.524 \times 10^{13} = 4.00\text{hp}(2980\text{W})$ 或 $1000 \times 4.00/7000 = 0.57\text{hp}/1000\text{gal}(112\text{W/m}^3)$。扭矩为 $63025 \times 4.00/52.5 = 4800\ \text{in}\cdot\text{lb}(542\text{N}\cdot\text{m})$ 和单位体积扭矩为 $1000 \times 4800/7000 = 685\text{in}\cdot\text{lb}/1000\text{gal}(20.5\text{N}\cdot\text{m/m}^3)$。因体积调整而增加的第三个叶轮使周缘速度保持恒定,并使单位体积功率和单位体积扭矩几乎保持不变。

对采用相同样式叶轮的初始改变,这种解决方案似乎是最佳的。但是,我们仍可研究改变叶轮形式的作用。

8. 在保持周缘速度恒定时研究改变叶轮形式　叶轮形式改变要求在计算中采用新的功率数。与在前 6 个步骤中考虑的斜桨涡轮的功率数为 1.37 相比,本问题中典型的水翼叶轮的功率数为 0.30。遵循采用三个叶轮的斜桨设计的成功,考虑用水翼叶轮代替这些叶轮。为保持周缘速度恒定,叶轮直径和转速可保持斜桨涡轮情况的数值不变。于是,功率为 $3 \times 0.3 \times 1.0 \times 52.5^3 \times 40.0^5/1.524 \times 10^{13} = 0.875\text{hp}(6530\text{W})$ 和单位体积功率为 $1000 \times 0.875/7000 = 0.13\text{hp}/1000\text{gal}(24.6\text{W/m}^3)$。扭矩为 $63025 \times 0.875/52.5 = 1050\text{in}\cdot\text{lb}(119\text{N}\cdot\text{m})$ 和单位体积扭矩

为 $1000 \times 1050/7000 = 150$in·lb/1000gal(4.5N·m/m³)。虽然对大多数混合问题,水翼叶轮比斜桨涡轮效率更高,但是,在本案例中,它们仅提供了原单位体积扭矩的 1/5,这将不能提供中试装置中曾发现的搅拌强度。

9. 按等周缘速度改变叶轮形式并调整单位体积扭矩 当叶轮形式改变时,类似步骤 6 的计算可用于保持周缘速度和单位体积扭矩恒定。因为体积未变,所以此因素可从计算中排除,但叶轮形式的改变意味着计算必须包括功率数。此外,水翼叶轮在造成液体运动方面比斜桨涡轮效率更高;因此水翼叶轮所需的扭矩将被假定为斜桨涡轮的一半。下标 1 被用于斜桨涡轮,而下标 2 被用于水翼叶轮。

恒定周缘速度

$$N_1 D_1 = N_2 D_2$$

一半斜桨涡轮扭矩

$$\frac{N_{p_1} N_1^2 D_1^5}{2} = N_{P_2} N_2^2 D_2^5$$

不同叶轮需要的扭矩相对量不是固定值;它们必须对不同情况进行估算。这种复杂性显示性质或特性的相同数值不需用于所有情况。

消除恒定周缘速度

$$N_1^2 D_1^2 \frac{N_{P_1} D_1^3}{2} = N_2^2 D_2^2 N_{P_2} D_2^3$$

$$\frac{N_{P_1} D_1^3}{2} = N_{P_2} D_2^3$$

求解叶轮直径

$$D_2 = D_1 \left(\frac{N_{P_1}}{2N_{P_2}} \right)^{1/3}$$

$$D_2 = 40.0 \left(\frac{1.37}{2 \times 0.3} \right)^{1/3}$$

$$= 52.7\text{in}(1.34\text{m})$$

各种叶轮的功率数应用于此计算中。如果在不同位置采用不同样式或大小的叶轮,需要对每个叶轮分别进行计算。

求解转速

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)$$

$$N_2 = 52.5 \left(\frac{40.0}{52.7} \right)$$

$$= 39.9\text{r/min}(0.66\text{r/s})$$

以 39.9r/min(0.66r/s) 的转速转动三个直径为 52.7in(1.34m)的水翼叶轮所需的功率为 $3 \times 0.3 \times 1.0 \times 39.9^3 \times 52.7^5 / 1.524 \times 10^{13} = 1.52$hp(1131W)。单位体积功率为 $1000 \times 1.52/7000 = 0.22$hp/1000gal(42.7W/m³)。扭矩为 $63025 \times 1.52/39.9 = 2399$ in·lb(271N－m)和单位体积扭矩为 $1000 \times 2399/7000 = 343$ in·lb/1000gal (10.2 N·m/m³)。周缘速度为 $\pi \times 39.9 \times (52.7/12) = 550$ft/min(2.79m/s)。

这些结果与由中试装置运行进行的放大是一致的。虽然单位体积功率减小了，叶轮与槽的直径比增加了，单位体积扭矩约为一半和周缘速度相同。对任何实际的放大，某些因素的改变必定不可避免，但重要的因素应保持不变。在不同的情况和过程中，一个不同的变量，如单位体积功率可能保持不变。其它变量，如混合时间，在放大的每一步骤可进行计算。

在任何非几何相似的放大中一个重要和实际的考虑是一次只进行一项改变的思想，通常由几何相似放大到大槽直径开始。那么在每一步骤中，在调整大规模设备中的状态时，应对有关值进行计算，以确保不发生不希望的或不可接受的变化。这种过程可能导致由于不可接受的变化而引起的试差改变。这些改变必须对可能的选择方案进行重新检查。本案例的求解过程显示了进行设计改变的几种方法；在不同的情况下，可随需要去除或增加某些步骤。在本问题中显示的步骤可用于各种其它情况，如在现存的应用中改变叶轮大小或形式，或改变运行时的液层高度。

没有一种专门的放大方法可应用于所有问题。每种情况都是不同的。在许多情况中，非几何相似放大可采用，并为必需的。但是，某些应用，如固体悬浮，是由几何特征决定的，应遵循几何相似放大。

相关计算　当考虑周缘速度还是单位体积扭矩为本例的优选放大方法时，没有中间试验的结果能提示它们的可能的差别。在中试装置中采用不同尺寸的叶轮进行某些简单的比较可能对过程的特性提供比较深入的观察。例如，不是用二个 6in(0.15m)直径的叶轮做所有的实验，而是用二个直径 7in(0.18m)的叶轮做一些附加实验。

由于叶轮直径的改变，根据等周缘速度、等扭矩或等功率所作的转速调整都会提供不同的转速以供比较。考查由 350r/min(5.83r/s)转速运转的 6in(0.15m)直径的叶轮改变为 7in(0.18m)直径的叶轮将显示这些差别。

等周缘速度

$$N_1 D_1 = N_2 D_2$$

$$N_2 = N_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)$$

$$N_2 = 350\left(\frac{6}{7}\right)$$

$$= 300\text{r/min}(5.0\text{r/s})$$

等功率

$$N_1^3 D_1^5 = N_2^3 D_2^5$$

$$N_2 = N_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{5/3}$$

$$N_2 = 350\left(\frac{6}{7}\right)^{5/3}$$

$$= 271\text{r/min}(4.5\text{r/s})$$

等扭矩

$$N_1^2 D_1^5 = D_1^2 D_1^5$$❶

❶原文误排为 $N_1^2 D_1^5 = N_1^2 D_2^5$，译者注。

$$N_1 = N_2\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{5/2}$$

$$N_1 = 350\left(\frac{6}{7}\right)^{5/2}$$

$$= 238\text{r/min}(4.0\text{r/s})$$

所有这些计算都假定所有流体性质是相同的和在湍流条件下叶轮是几何相似的，所以功率数保持不变。对有可变数值的条件，必须进行更广泛的计算。其它变化可能由于不同的叶轮对槽的直径比而发生并导致流动模式的改变。强烈建议对叶轮直径做小的改变。

参 考 文 献

1 Uhl and Gray, eds. – *Mixing, Theory and Practice*, vol. 1, Academic Press, 1966; vol. 3, Academic Press, 1986.

2 Nagata – *Mixing, Principles and Applications*, Wiley.

3 Bates, Fondy and Corpstein – *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 2:310, 1963.

4 Gates, Henley and *Fenic* – *Chem. Eng.*, Dec. 8, 1975, p. 110.

5 Dickey and Fenic – *Chem. Eng.*, Jan. 5, 1976, p. 139.

6 Dickey and Hicks – *Chem. Eng.*, Feb. 2, 1976, p. 93.

7 Hicks, Morton and Fenic – *Chem. Eng.*, Apr. 26, 1976, p. 102.

8 Gates, Morton and Fondy – Chem. Eng., May 24. 1976, p. 144.

9 Hicks and Gates – *Chem. Eng.*, July 19, 1976, p. 141.

10 Hill and Kime – Chem. Eng., Aug. 2, 1976, p, 89.

11 Ramsey and Zoller – *Chem. Eng.*, Aug. 30, 1976, p. 101.

12 Meyer and Kime – *Chem. Eng.*, Sept. 27, 1976, p. 109.

13 Rautzen, Corpstein, and Dickey – Chem. Eng., Oct. 25, 1976, p. 119.

14 Hicks and Dickey – *Chem. Eng.*, Nov. 8, 1976, p. 127.

15 Gates, Hicks and Dickey – *Chem. Eng.*, Dec. 6, 1976, p. 165.

16 Van't Riet – *Ind.* Eng. *Chem. Process Des. Dev.*, 18:357, 1979.

17 Aerstin and Street – *Applied Chemical Process Design*, Plenum.

18 Holland and Chapman – *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold.

19 Brodkey, ed. – *Turbulence in Mixing Operations*, Academic Press.

20 Millich and Carraher, eds. – *Interfacial Synthesis*, vol. 1 : Fundamentals, Marcel Dekker.

21 Oldshue – *Chemical Engineering*, June 13, 1983, p. 82.

22 Coble and Dickey – *AIChE Equipment Testing Procedure, Mixing Equipment (Impeller Type)*, AIChE, 1987.

23 Tatterson – *Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tank*, McGraw – Hill.

第 13 章　粉　　碎[1]

Ross W. Smith 博士
化学和冶金工程系
雷诺内华达大学
雷诺，内华达

13.1　粉碎或磨碎物料的颗粒大小分布

表 13.1 的前三列数据表示由筛分物料获得的石英金矿石的颗粒大小分布。通过每一筛孔尺寸的累计质量分数是多少？还有，画出累计质量分数对颗粒尺寸的双对数标绘，并用方程表示所得的关系。

【计算步骤】

1. 计算通过每一筛孔尺寸的累计质量分数　将留在每层筛网上的样品质量累加（质量如表 13.1 的第三列所示）。以总质量的百分数表示每个筛分，所得百分数如表中第四列所示。加和所存留的累计量，并从 100 中减去此累计量，得到通过筛网的累计百分数。这些结果列于第五列。

表 13.1　矿石大小分布的输入数据和计算结果（例 13.1）

Tyler 筛号	筛孔大小/μm	剩余样品的质量/g	百分剩留量（计算得）	累计百分通过量（计算得）
4	4950	0	0	100.0
6	3350	7.20	3.0	97.0
8	2360	27.84	11.6	85.4
10	1700	36.96	15.4	70.0
14	1180	43.68	18.2	51.8
20	850	34.08	14.2	37.6
28	600	27.60	11.5	26.1
35	425	16.08	6.7	19.4
48	300	15.36	6.4	13.0
65	212	8.64	3.6	9.4
100	150	6.48	2.7	6.7
150	106	4.56	1.9	4.8
200	75	3.84	1.6	3.2
270	53	2.16	0.9	2.3
盘	—	5.52	2.3	—

2. 用方程表示通过的累计百分数与颗粒大小之间的关系　如图 13.1 所示，在双对数坐标纸上将累计的通过质量分数（y）表示为以微米表示的颗粒大小（x）的函数。

[1] 例 13.10 取自杂志 *Chemical Engineering* 的论文。

标绘的直线部分可表示为函数 $y = cx^b$。此式可重新表示为对其它粉碎计算特别有用的形式(例如,见例 13.2),即 Gaudin – Schuhmann 方程,即 $y = 100(x/k)^a$,式中 a(分布模数)为用于颗粒大小分布的一常数,k(大小模数)为将标绘的直线部分外推到通过质量分数为 100% 的颗粒大小,单位为 μm。对双对数标绘进行最小二乘曲线拟合,得到 a 和 k 的数值,于是,$y = 100(x/2251)^{1.003}$。

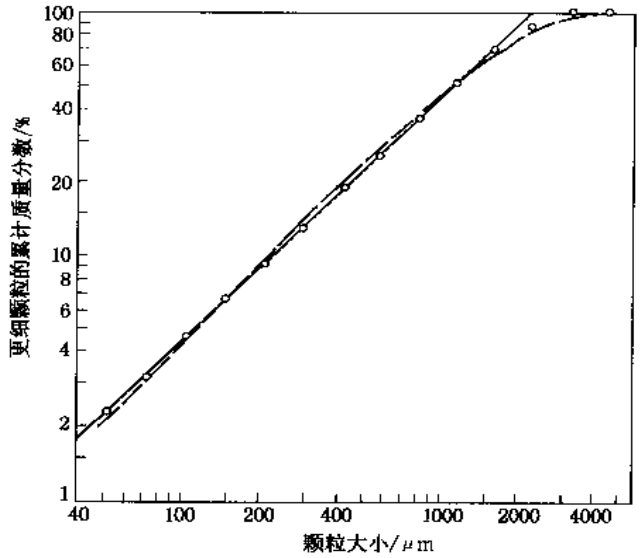


图 13.1 作为颗粒大小函数的细于给定尺寸的颗粒的累计质量分数(例 13.1)

相关计算 有些时候采用 Rosin – Rammler 方程表示颗粒大小分布曲线。图 13.1 中的虚线对应形式为 $y = 100 - 100\exp[-(x/A)^b]$的 Rosin – Rammler 方程,在本案例中 $A = 1558$, $b = 1.135$。

13.2 由间歇球磨试验获得的破碎和选择函数

表 13.2 水泥岩的球磨实验数据(例 13.2)

Tyler 筛号	筛孔大小/μm	在标注的研磨时间之后粒度小于筛孔的累计质量分数			
		1min	2min	4min	6min
8	2360	1.000	1.000	1.000	1.000
10	1700	0.450	0.695	0.910	0.966
48	300	0.080	0.175	0.337	0.523
100	150	0.046	0.100	0.196	0.300
200	75	0.030	0.062	0.126	0.195
400	38	0.018	0.046	0.076	0.110
进料颗粒大小:-8,+10 筛号(8×10 筛号)					

采用选择和破碎函数确定水泥岩的破碎特征,根据表 13.2 的球磨实验数据计算这二个函数("选择函数"是表示破碎过程中产生的某种颗粒大小分率的抗破碎性的参数。"破碎函数"是确定在此颗粒大小分率内破碎的物料的破碎产物颗粒大小分布的相对数量)。

【计算步骤】

1. 计算进料的颗粒大小分率的选择函数 此选择函数 S_1 由如下方程定义

$$M_1(t) = M_1(0)\exp(-S_1 t)$$

式中 $M_1(t)$是时间 t 后剩余的进料质量分数。参考表 13.2,注意到对 8×10 筛号的进料 $M_1(t)$等于 1 减时间 t 时细于 10 号筛的累计质量分数。利用表 13.2 的数据,通过如下步骤可确定 S_1:将进料质量分数的对数对研磨时间进行标绘,确定由最小二乘拟合得到直线的斜率,再将此斜率乘以 -2.303。得到 S_1 的值为 0.577min^{-1}。

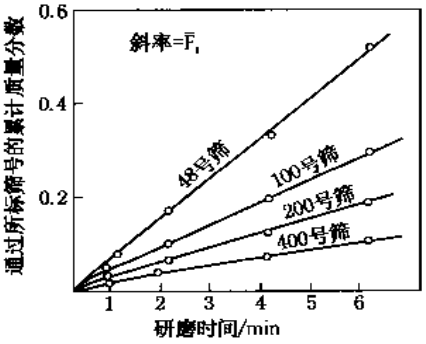


图 13.2 作为研磨时间函数的研磨物料的累计质量分数(例 13.2)

2. 确定生产速率常数 在间歇球磨实验中,颗粒分布随时间的变化可用下式描述

$$\frac{dY_i(t)}{dt} = \bar{F}_i$$

式中 t 为时间,$Y_i(t)$为经短时间研磨在时间 t 细于尺寸 x_i 的累计质量分数,$\bar{F}_i$ 为尺寸 x_i 的颗粒的累计零级生产速率常数和比进料颗粒细得多的细颗粒的产量。那么,如果将累计质量分数对研磨时间(短)作线性标绘,每种细度颗粒的 $\bar{F}_i$ 常数可由标绘曲线的斜率确定。图 13.2 所示为现有数据的这类标绘。由各直线的斜率可汇集成表 13.3。

表 13.3 计算的生产速率常数(例 13.2)

颗粒大小 x		生产速率常数 $\bar{F}_i$
筛 号	μm	
48	300	0.0869
100	150	0.0500
200	75	0.0325
400	38	0.0183

3. 确定进料颗粒大小分率的各破碎函数 各累计破碎函数可由关系式 $B_{i,j} = \bar{F}_i/S_j$ 进行计算[1]。因此,对进料颗粒大小选择函数 S_1 的情况,上式为 $B_{i,1} = \bar{F}/S_1$,各破碎函数如下:

$$B_{48目,1} = \frac{\bar{F}_{48目}}{S_1} = \frac{0.0869}{0.577} = 0.151$$

$$B_{100目,1} = \frac{0.0500}{0.577} = 0.087$$

$$B_{200目,1} = 0.056 \quad 和 \quad B_{400目,1} = 0.032$$

4. 确定相同物料的其它颗粒大小分率的选择函数和破碎函数 其它颗粒大小区间的选择函数可由下式计算

$$S_j = S_1\left[\frac{(X_j X_{j+1})^{1/2}}{(X_1 X_2)^{1/2}}\right]^a$$

式中 X_1 和 X_2 是定义进料颗粒大小分率的筛孔大小,X_j 和 X_{j+1}是定义其选择函数已算出的颗粒大小分率的筛孔大小,而 a 是由表 13.3 得到的零级生产速率常数对颗粒大小 x_i(μm)的双对数标绘的斜率(此标绘此处未列出)。由最小二乘曲线拟合确定的斜率为 0.741。此斜率 a

恰与 Gaudin – Schuhmann 方程(见例 13.1)中的分布模数相同。

例如,对应 – 10, + 14 筛号(分别对应筛孔 1700 和 1180μm)的筛分分率的选择函数可按下式计算:

$$S_2 = 0.577\left[\frac{(1700 \times 1180)^{1/2}}{(2360 \times 1700)^{1/2}}\right]^{0.741} = 0.446$$

对其它颗粒大小区间进行类似计算可求得各选择函数。那么,累计破碎函数可用步骤 3 中所述的关系式,即 $B_{i,j} = \bar{F}_i / S_j$ 进行计算。

13.3 由进料数据预测产品颗粒大小分布

对一进行研磨操作的进料,给定的进料颗粒大小分布、破碎函数和选择函数(破碎的概率)如表 13.4 所列,预测该操作所得产物的颗粒大小分布。

表 13.4 研磨操作的进料数据(例 13.3)

颗粒大小范围	颗粒大小区间		进料颗粒大小分布 F/%	破碎矩阵 B						选择矩阵 S
	Tyler 筛号	μm								
1	– 6, + 8	– 3350, + 2360	24	0.18	0	0	0	0	0	1.00
2	– 8, + 10	– 2360, + 1700	16	0.22	0.18	0	0	0	0	0.81
3	– 10, + 14	– 1700, + 1180	12	0.16	0.22	0.18	0	0	0	0.60
4	– 14, + 20	– 1180, + 850	10	0.12	0.16	0.22	0.18	0	0	0.47
5	– 20, + 28	– 850, + 600	7	0.10	0.12	0.16	0.22	0.18	0	0.35
6	– 28, + 35	– 600, + 425	5	0.08	0.10	0.12	0.16	0.22	0.18	0.24
	– 35	– 425	26							

【计算步骤】

1. 预测每一颗粒大小范围内破碎和未破碎颗粒的质量分数 在每一颗粒大小范围内,将进料颗粒大小百分数 F 乘以对应的选择性函数 S;此乘积给出此范围内的进料颗粒被破碎的百分数的估计值。然后,将进料的颗粒大小百分数减去上述乘积;其差值即为剩余的未破碎颗粒百分数的估计值。运算结果如表 13.5 所示。采用矩阵标记(为与后续步骤一致),S 可看成 $n \times n$ 阶的对角矩阵,F 可看成 $n \times 1$ 阶的矩阵。

表 13.5 破碎和未破碎颗粒百分数的估计值(例 13.3)

颗粒大小范围	进料颗粒大小分布 F/%	选择函数 S	破碎颗粒 $S \times F$/%	未破碎颗粒 $F - S \times F$/%
1	24	1.00	24.00	0
2	16	0.81	12.96	3.04
3	12	0.60	7.20	4.80
4	10	0.47	4.70	5.30
5	7	0.35	2.45	4.55
6	5	0.24	1.20	3.80
– 35 筛号	26			

2. 预测被破碎颗粒的破碎产物的颗粒大小分布 当然,因为被破碎的颗粒与未破碎的颗粒相互混合,此产物本身并不作为独立的整体存在。即使如此,该分布仍可通过表 13.4 中破碎函数 B 的 $n \times n$ 阶下三角矩阵右乘破碎颗粒的 $n \times 1$ 阶矩阵 $S \times F$ 进行计算,如步骤 1 中的

计算。此右乘如下所示：

颗粒大小范围	颗粒大小范围内破碎产物的数量
1	$0.18 \times 24.00 = 4.32$
2	$0.22 \times 24.00 + 0.18 \times 12.96 = 7.61$
3	$0.16 \times 24.00 + 0.22 \times 12.96 + 0.18 \times 7.20 = 7.99$
4	$0.12 \times 24.00 + 0.16 \times 12.96 + 0.22 \times 7.20 + 0.18 \times 4.70 = 7.38$
5	$0.10 \times 24.00 + 0.12 \times 12.96 + 0.16 \times 7.20 + 0.22 \times 4.70 + 0.18 \times 2.45 = 6.59$
6	$0.08 \times 24.00 + 0.10 \times 12.96 + 0.12 \times 7.20 + 0.16 \times 4.70 + 0.22 \times 2.45 + 0.18 \times 1.20 = 5.59$

3. 在每一颗粒大小范围内，将整个操作过程中剩余的未破碎颗粒百分数(由步骤 1 获得)和由破碎生成的该范围内的颗粒的百分数(由步骤 2 获得)相加 这些相加运算如下所示。35 筛号以下的颗粒百分数由差额求得(即残余量)：

颗粒大小区间	总产物颗粒大小分布/%	颗粒大小区间	总产物颗粒大小分布/%
1	0 + 4.32 = 4.32	5	4.55 + 6.58 = 11.13
2	3.04 + 7.61 = 10.65	6	3.80 + 5.59 = 9.39
3	4.80 + 7.99 = 12.79	-35 筛号	39.04
4	5.30 + 7.38 = 12.68		

相关计算 如果研磨系统包括将较大的颗粒(例如，在颗粒大小范围 1 和 2 内的颗粒)循环返回磨机而不允许它们随产物离开的分级步骤，则操作称为“闭路循环研磨”。在这种情况下，前述计算顺序可发展为迭代计算过程。本质上，步骤 1～3 被再次用于在颗粒大小范围 1 和 2 内的物料，产生第二轮破碎的“最终产物”的颗粒大小分布。然后步骤 1～3 被第三次用于第二轮破碎得到的在颗粒大小范围 1 和 2 内的物料；反复进行上述计算，直到实际上不存在这二个颗粒大小范围内的物料。

13.4 闭路研磨的物料衡算

在图 13.3 所示的研磨操作中，球磨机处于有旋液分离器的闭合回路内。旋液分离器进料、筛上料和筛下料的质量流量分别用符号 A、O 和 U 表示。旋液分离器进料 a、筛上料 o 和筛下料 u 的细度都用通过 200 目筛的百分数表示，分别为 58.5%、48.2% 和 96.0%。筛下料的产量是 20.3t/h。百分循环量为多少？分离器进料流量和筛上料流量是多少？

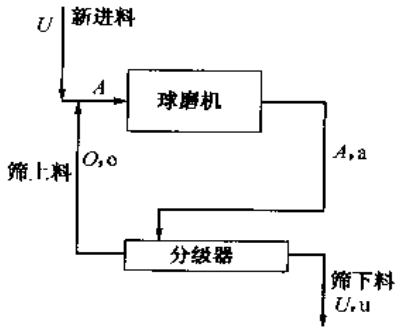


图 13.3 球磨机－分离器回路(例 13.4)

【计算步骤】

1. 求取百分循环负荷 百分循环负荷定义为 $L = 100O/U$。那么，通过物料衡算，$L = 100(u - a)/(a - o)$，即 $100(96.0 - 58.5)/(58.5 - 48.2) = 364\%$。

2. 求取筛上料流量 由步骤 1，$O = LU/100$，即 $364 \times 20.3/100 = 73.9$t/h。

3. 求取分离器进料流量 由物料衡算，$A = O + U$，即 $73.9 + 20.3 = 94.2$t/h。

13.5 功耗指数计算

石灰石矿在常规球磨机中研磨到通过 200 目筛。矿石对 200 目(75μm)的磨细筛目的庞德(Bond)可研磨性由实验室试验确定为每转 2.73g。试验进料的 80%通过颗粒大小为 1970μm;试验产物的 80%通过颗粒大小为 44μm。计算该物料在此磨细筛目下的功耗指数 W_i。("功耗指数"定义为将矿石由无限大粉碎到 80%通过 100 目筛的状态所需的能量,这是一个在计算粉碎的功率需求时有用的参数;见例 13.6)。

【计算步骤】

利用直接产生功耗指数的经验方程公式[3]为

$$W_i = \frac{44.5}{P_1^{0.23} G^{0.82}\left(\frac{10}{P^{0.5}} - \frac{10}{F^{0.5}}\right)}$$

式中 W_i 为功耗指数,单位为 kW·h/t,G 为可研磨性,单位为 g/r,P 为研磨性实验产物的 80%通过颗粒大小,单位为 μm,F 为研磨性实验进料的 80%通过颗粒大小,单位为 μm,P_1 为研磨性实验的磨细筛目的大小,单位为 μm。于是,

$$W_i = \frac{44.5}{75^{0.23} 2.73^{0.82}\left(\frac{10}{44^{0.5}} - \frac{10}{1970^{0.5}}\right)}$$

$$= 5.64\text{kW} \cdot \text{h/t}$$

相关计算 虽然庞德可研磨性试验是干法运转,但上面计算的功耗指数是对湿法研磨的。对干法研磨,功耗指数必须乘以因子 4/3。

可碎性的功耗指数也可用经验公式计算。Bond 可碎性试验(以重物冲击样品为根据)表示单位厚度物料的抗碎强度 C,单位为 lb/(in)(ft)。C 与以 kW·h/t 表示的功耗指数 W_i 有如下关系 $W_i = 2.59C/S$,式中 S 为相对密度。

13.6 作为功耗指数函数的研磨功率消耗

主要由石英组成的矿石的 200 目研磨筛孔的 Bond 功耗指数为 17.5kW·h/t。为在湿法研磨的球磨机内将该物料由 80%通过颗粒大小为 1100μm 粉碎到 80%通过颗粒大小为 80μm 需要功率为多少?

【计算步骤】

利用以 Bond 第三粉碎理论为基础的公式 该公式是

$$W = 10W_i(P^{-0.5} - F^{-0.5})$$

式中 W 为所需功率,单位为 kW·h/t,W_i 为功耗指数,单位为 kW·h/t,P 为产物的 80%通过颗粒大小,单位为 μm,F 为进料的 80%通过颗粒大小,单位为 μm。

于是

$$W = 10 \times 17.5 \times (80^{-0.5} - 1100^{-0.5})$$

$$= 14.3\text{kW} \cdot \text{h/t}$$

相关计算 Charles - Holmes 方程[4],即

$$W = 100^r W_i(P^{-r} - F^{-r})$$

原则上比上述 Bond 第三理论公式更精确。但是,它需要用二种或二种以上的磨细筛目进行所

考虑岩石的研磨性实验来确定参数 r。如果单个 Bond 研磨性试验在接近建议的研磨操作的最大产物颗粒大小的磨细筛目下进行，Bond 第三理论方程应具有与 Charles – Holmes 方程几乎相同的精度。

13.7 球磨机操作参数

一内径为 12ft 和内部长度为 14ft 的球磨机用于研磨铜矿石。测量表明球磨机顶部与所装球的水平表面间的距离为 6.35ft。球磨机中球的重量为多少？球磨机的临界转速为多少(临界转速为在球运动轨道的顶端球接触球磨机壁的离心力等于球所受的重力的转速)？球磨机应在临界转速的多少百分比下运转？

【计算步骤】

1. 计算球占据的球磨机的体积分数 该体积分数可由如下关系式计算 $V_P = [113 - 126H/D] \times 100\%$，式中 V_P 为研磨介质占据的球磨机的体积分数，H 是由顶部到球的水平表面的距离，D 为球磨机内径。于是，$V_P = (113 - 126 \times 6.35/12) \times 100\% = 46.3\%$。

2. 计算球磨机中球的质量 可假定疏松的球密度为 290lb/ft^3。(棒条密度为 390lb/ft^3，二氧化硅卵石密度为 100lb/ft^3。)那么，球的质量等于 290 × 球占据的球磨机的体积 $= 290\pi(D/2)^2 LV_P/100 = 290 \times 3.14 \times (12/2)^2 \times 14 \times 46.3/100 = 213000$lb。

3. 计算合适的球磨机转速 这可由如下方程估算：$N_o = 57 - 40\lg D$，式中 N_o 为合适转速(r/min)，D 为球磨机内径(ft)。于是，$N_o = 57 - 40\lg 12 = 57 - 40 \times 1.079 = 13.8$r/min。[关系式 $N_o = 57 - 40\lg D$ 仅为近似的。在实际应用中，将发现短球磨机($L < 2D$)往往倾向采用稍高的运转速度，长球磨机往往倾向采用稍低的运转速度。]

4. 计算临界球磨机转速 这可由如下方程估算：$N_c = 76.6/D^{1/2}$，式中 N_c 为临界转速(r/min)，D 为球磨机内径(ft)。于是，$N_c = 76.6/12^{1/2} = 22.1$r/min。

5. 计算运转速度对临界转速的百分数 这可直接由步骤 3 和 4 得到。于是，实际转速占临界转速的百分数等于 $100\% \times 13.8/22.1 = 62.4\%$。

13.8 研磨介质的最大尺寸

在球磨机中湿法研磨南美贫铁矿。球磨机内径为 13ft(3.96m)，以 68%临界转速运转。矿石的功耗指数为 12.2kW·h/t，其相对密度为 3.3。矿石的 80%通过颗粒大小为 5600 μm。用于该操作的研磨介质最大尺寸(最大球径)为多少？

【计算步骤】

利用直接求取最大尺寸的经验公式 球磨机研磨介质的最大尺寸(对初始开车或进行替换)可由下式计算

$$M = \left(\frac{F}{K}\right)^{1/2}\left(\frac{SW_i}{100C_s D^{1/2}}\right)^{1/3}$$

式中 M 为球的最大尺寸，单位 in；F 为球磨机进料的 80%通过颗粒大小，单位为 μm；S 为矿石相对密度；W_i 为矿石的功耗指数，单位为 kW·h/t；D 为球磨机内径，单位 ft，C_s 为球磨机临界转速的分率；K 为常数(对湿法研磨为 350，或对于法研磨为 330)。

于是

$$M = \left(\frac{5600}{350}\right)^{1/2}\left[\frac{3.3 \times 12.2}{100 \times 0.68 \times (13)^{1/2}}\right]^{1/3}$$

$$= 2.19\text{in 或约 } 2\tfrac{1}{4}\text{in}(0.057\text{m})$$

相关计算 加入棒磨机的最大直径棒条可由如下经验公式计算

$$R = \frac{F^{0.75}}{160[W_i S/(C_s D^{1/2})]^{1/2}}$$

式中 R 为最大棒条直径，单位 in，其它变量同上例。

13.9 研磨机牵引功率

内径为 12ft(3.66m)的球磨机装有 129t(117000kg)最大直径为 3in(0.076m)的球，球占据球磨机体积的 46.3%。球磨机按临界转速的 62.4%湿法运转。以临界转速的此百分数驱动该球磨即所需功率为多少？

【计算步骤】

利用直接计算功率的经验公式 公式[5]为

$$hp = 1.341 W_b\{D^{0.4} C_s(0.0616 - 0.000575 V_P) - 0.1(2)^{[(C_s-60)/10]-1}\}$$

式中 hp 为所需功率，单位 hp；W_b 为装载球的重量，单位 t；D 为球磨机内径，单位 ft；C_s 为球磨机运转速度对临界转速的百分数；V_P 为球占据球磨机体积的百分数。于是，

$$hp = 1.341 \times 129 \times \{12^{0.4} \times 62.4 \times (0.0616 - 0.000575 \times 46.3) - 0.1 \times 2^{[(62.4-60)/10]-1}\}$$

$$= 1.341 \times 129 \times 5.84 = 1010\text{hp}(753\text{kW})$$

相关计算 对采用较小最大直径替换球的大直径球磨机，往往必须从上述公式的大括号项内减去“衰落校正”[4]。该校正的公式为$[12D - 60B(D-8)]/(240B)$，式中 D 为球磨机内径，单位 ft，B 为替换球的最大尺寸，单位 in。对本例，衰落校正为$[12 \times 12 - 60 \times 3 \times (12-8)]/(240 \times 3) = -0.8$。于是，所需功率变为 $1.341 \times 129 \times [5.84 - (-0.8)] = 1150\text{hp}(858\text{kW})$。

13.10 闭路研磨系统的水需求

一闭路研磨系统采用高效空气分级器，分级器进料(即球磨机出料)暴露于外部空气而非循环空气，于是降低了产物的冷却负荷。该系统如图 13.4 所示。

新鲜进料流量 N 和球磨机产量 P 均为 200000lb/h(90900kg/h)。循环负荷 L 为 150%(即 1.5)。80℉(300K)的环境空气进入分级器的流量 A 为 221000lb/h(100500kg/h)。新鲜进料在 160℉(344K)下进入球磨机。进入球磨机的 80℉(300K)吹扫空气流量 S 为 53000 lb/h (24100kg/h)。球磨机输入功率为 4000hp。

为保持产物温度不超过 150℉(339K)，需向球磨机内喷洒多少 70℉(294K)的冷却水？

空气比热容采用 0.25Btu/(lb)(℉)，新鲜进料、球磨机出料 D、尾渣 T 和产物的比热容采用 0.19Btu/(lb)(℉)。假定球磨机和分级器回路中的热损失率分别为 20%和 12%。假定尾渣温度比产物高 15℉(即为 165℉)，分级器排出气体 E 的温度比产物低 2℉(即为 148℉)，而球磨机排放气温度比球磨机出料低 20℉。假定水通过球磨机中的汽化实现冷却，而随球磨机排放气排出的水汽量可忽略。

【计算步骤】

1. 确定球磨机出料流量 D 利用方程 $D = P(1+L)$，如题述中说明的，式中 L 为循环负

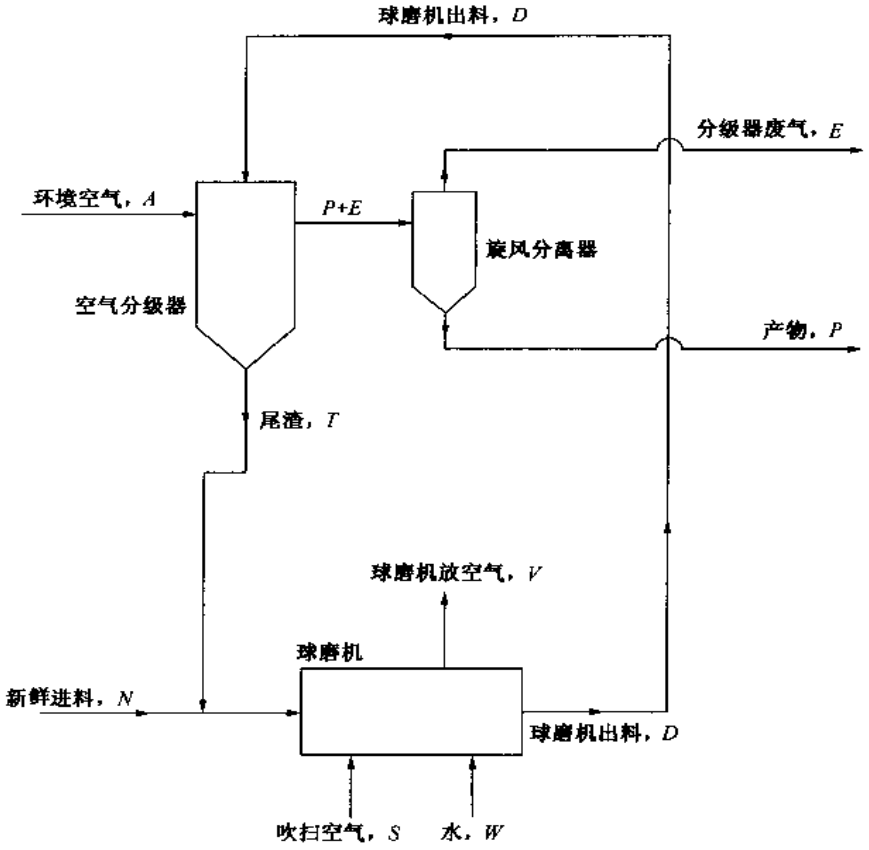


图 13.4　设有高效空气分级器的闭路研磨系统(例 13.10)

荷。于是，$D = 200000 \times (1 + 1.5) = 500000$lb/h。

2. 计算尾渣流量 T　方程为 $T = PL$。于是，$T = 200000 \times 1.5 = 300000$lb/h。

3. 确定新鲜进料 N、产物 P、尾渣 T、进分级器的环境空气 A 和分级器排出气体 E 的焓　对所有这些物流，采用通用公式 $H = cm(t - t_0)$，式中 H 为焓(Btu/h)。c 为题述中给出的比热容，m 为质量流量，而 t 和 t_0 分别为物流温度和参考温度(℉)。为计算简便，均以 0℉作为参考温度。那么

$$H_N = 0.19 \times 200000 \times (160 - 0) = 6.1 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

$$H_P = 0.19 \times 200000 \times (150 - 0) = 5.7 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

$$H_T = 0.19 \times 300000 \times (165 - 0) = 9.4 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

$$H_A = 0.25 \times 221000 \times (80 - 0) = 4.4 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

$$H_E = 0.25 \times 221000 \times (148 - 0) = 8.2 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

4. 估计分级器回路的热损失 H_K　利用方程 $H_K = [p_K/(1 - p_K)](H_E - H_A)$，式中 p_K 为热损失率(12%或 0.12)。于是，

$$H_K = [0.12/(1 - 0.12)][(8.2 - 4.4) \times 10^6] = 0.5 \times 10^6 \text{Btu/h}$$

5. 估计球磨机回路的热损失 H_M　方程为 $H_M = p_M$(球磨机的输入功率)，式中 p_M 为热损失率(20%或 0.20)。于是，

$$H_M = 0.2 \times 4000hp \times 2545Btu/h \cdot hp = 2.0 \times 10^6 Btu/h$$

6. 确定球磨机出料物流焓 H_D 这可通过列出分级器的能量衡算方程，并通过方程求解得到 H_D。能量衡算方程方程为 $H_D + H_A = H_P + H_T + H_E + H_K$。因此，$H_D = (5.7 + 9.4 + 8.2 + 0.5 - 4.4) \times 10^6 = 19.4 \times 10^6 Btu/h$。

7. 计算其磨机出料温度 t_D 求解通用焓方程（步骤 3）得到 t。于是，$t_D = H_D/cm = (19.4 \times 10^6)/(0.19 \times 0.5 \times 10^6) = 204°F$，$m$ 为步骤 1 确定的球磨机排出流量。

8. 估计球磨机排放气焓 H_V 球磨机排放气流量等于吹扫气流量，53000lb/h。由题述知球磨机排放气温度为 204 - 20，即 184°F。因此，$H_V = 0.25 \times 53000 \times (184 - 0) = 2.4 \times 10^6 Btu/h$。

9. 确定球磨机喷洒水的焓 H_W 必须由水除去的热量为新鲜进料、尾渣、吹扫空气带入的热量和球磨机输入功率 H_I 减去球磨机出料、球磨机排放气带出的热量，再减去热损失。于是，$H_W = H_N + H_T + H_S + H_I - H_D - H_V - H_M$。现在，$H_I = (4000hp)(2545\ Btu/hp) = 10.2 \times 10^6 Btu/h$，和 $H_S = (0.25)(53000)(80 - 0) = 1.1 \times 10^6 Btu/h$。因此，$H_W = (6.1 + 9.4 + 1.1 + 10.2 - 19.4 - 2.4 - 2.0) \times 10^6 = 3.0 \times 10^6 Btu/h$。

10. 计算所需水量 W 由焓表确定进入球磨机的水和离开的水汽的焓差。对本例的计算，假定该焓差为 1100Btu/lb。那么为满足步骤 9 计算的除热需求，所需水量为

$$(3.0 \times 10^6 Btu/h)/(1100\ lb/h) = 2700\ lb/h(1225kg/h)$$

与常规的闭路循环研磨系统相比，这显然是较低的冷却负荷。

相关计算 三个相关问题是(1)在一年中温度最高的季节，如果水流量同时被大大提高，产物温度将发生多少变化？(2)假定球磨机的排放气 V 送进分级器而不是排向大气，确定所需的水量；(3)假定问题 2 中确定的水量为最大水量，在一年中温度最高的季节，产物温度将增加多少？这三个问题都需要试差求解。

注意：本例取自 Badger Engineers, Inc 的 Ivan Klumpar 的论文，见 *Chemical Engineering*, March, 1992.

参 考 文 献

1 Herbst and Fuerstenau – *Trans. SME/AIME* 241:538, 1968.

2 Lynch – *Mineral Crushing and Grinding Circuit*, Elsevier.

3 Bond – *Crushing and Grinding Calculation*, Allis – Chalmers.

4 Smith and Lee – *Trans. SME/AIME* 241:91, 1968.

5 Smith – *Mining Engineering*, April 1961.

6 Klumpar Ivan – *Chemical Engineering*, March 1992.

第 14 章　过　　滤[1]

Frank M. Tiller 博士
M.D. 安德逊教授
化学工程系
休斯顿大学
休斯顿，德克萨斯

Wenfang Leu 博士
研究科学家
化学工程系
休斯顿大学
休斯顿，德克萨斯

14.1　过滤计算基础

物料衡算

单位面积为基准的总过滤物料衡算方程为

淤浆质量 = 滤饼质量 + 滤液质量

或

$$\frac{w_c}{s} = \frac{w_c}{s_c} + \rho v$$

式中 w_c 为单位面积干滤饼固体的总质量，v 为单位面积滤液体积，s 和 s_c 分别为淤浆和滤饼中固体的质量分数和平均质量分数，而 ρ 为滤液密度。由上式求得 w_c

$$w_c = \frac{\rho s}{1 - s/s_c} v = cv \tag{14.1}$$

式中 c 为以单位体积滤液的干滤饼质量表示的浓度。

如果能获得滤饼中的固体质量，c 的数值可由式(14.1)求得(即 $c = w_c/v$)。但是，排泄淤浆往往会导致精确确定滤饼质量的困难。一种替代的方法是考虑滤饼的厚度。

滤饼厚度可由下式与滤饼厚度相联系

$$w_c = \rho_s(1 - \varepsilon_{av})L$$

式中 ρ_s 是固体真密度，而 ε_{av} 是滤饼平均空隙率。将二个 w_c 方程相结合得到

$$L = \frac{c}{\rho_s(1 - \varepsilon_{av})} v = c_L v \tag{14.2}$$

式中 c_L 是滤饼厚度 L 与单位面积滤液体积 v 的比值。事实上，厚度 L 为有关过滤器设计的主要参数。滤叶间距、滤框厚度和从真空转鼓过滤机上脱除的最小滤饼厚度都决定于有关 L 的知识。

[1] 例 14.7 取自杂志 *Chemical Engineering*, September, 1998, pp. 159ff.

速率方程

在过滤理论中,用如下形式运用 Darcy 定律

$$\frac{dP_L}{dw} = \frac{-dp_s}{dw} = \mu\alpha q$$

或

$$\frac{dp_L}{dx} = \frac{-dp_s}{dx} = \mu\rho_s(1-\varepsilon)\alpha q$$

式中 p_L 为流体力学压力,p_s 为固体压缩或有效压力,w 为滤饼厚度在 0 ~ x 范围内单位面积滤饼的质量,μ 为滤液粘度,α 为局部比过滤阻力,而 q 为表观液体速度。固体压缩压力定义为 $p_s = p - p_L$,式中 p 为过滤压力。

对于滤饼的横截面,在滤饼与淤浆的界面处 p_s 为零,而在滤饼与过滤介质界面处达到其最大值。反之,在滤饼与淤浆的界面处 p_L 值为其最大值(等于 p),面在滤饼与过滤介质界面处,它仅由为克服介质阻力 R_m 的压力 p_l 组成。

假定在整个滤饼内 q 为常数,对前面的 dp_L/d_w 表示式进行积分给出

$$\mu q w_c = \mu c q v = \frac{\Delta p_c}{\alpha_{av}} \tag{14.3}$$

式中 $\Delta p_c = p - p_l = p - \mu q R_m$。代入上式并整理给出

$$\frac{dv}{dt} = q = \frac{p}{\mu(\alpha_{av} w_c + R_m)} \tag{14.4}$$

一旦过滤方式被规定,例如 p 为常数的恒压过滤;q 为常数的恒速过滤;或 q 作为 p 的函数的离心泵过滤,后一个方程可计算作为时间 t 函数的 v 和 L。

14.2 恒压过滤

表 14.1 的前二列为 0.04287m²(0.460ft²)的板框过滤机当以压力 p 为 68.9kPa (10lb/ft²)对淤浆固体质量分数 s 为 0.00495 的硅酸钙进行压滤操作时的实验数据[1]。滤饼具有对应于其固体质量分数 S_c 为 0.2937 的湿含量。水的粘度 μ 为 0.001Pa·s (1.0cP)。液体和固体密度 ρ 和 ρ_s 分别为 1000 和 1950kg/m³。计算平均比阻力和介质阻力,并建立关联滤饼厚度 L 和过滤时间 t 的方程。

【计算步骤】

1. 计算单位过滤面积的滤液体积 v,并将 v 对 t 和 $\lg v$ 对 $\lg t$ 进行标绘 以面积 0.04278m² 为基准的 v 如表 14.1 第 3 列所示。标绘见图 14.1 和图 14.2。(这二张图还包括为简洁面在表中省略的 16 个数据点)。当 t 超过 120s 时,对数标绘的斜率大体上可取为 0.5。超过 120s 后,下文步骤 5 中 $p/(\rho q_{av})$对 w_c 的曲线对给出在全部施加压力下适当的 α_{av}值应是足够直的。

[1] M. Hosseini, M.Sc. thesis, University of Manchester, 1977

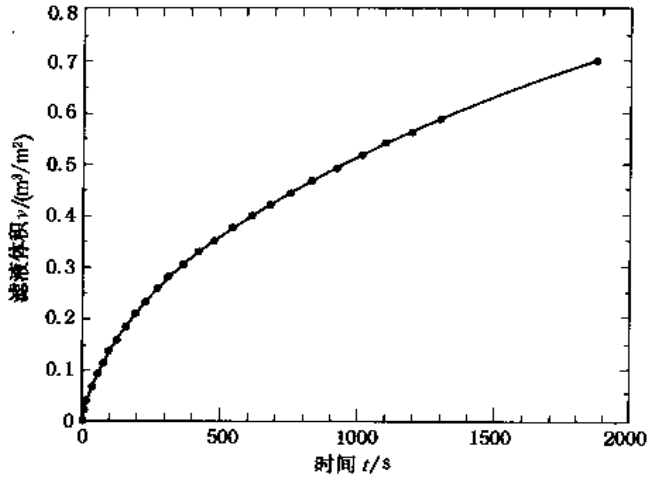


图 14.1 滤液体积对过滤延续时间(例 14.2)

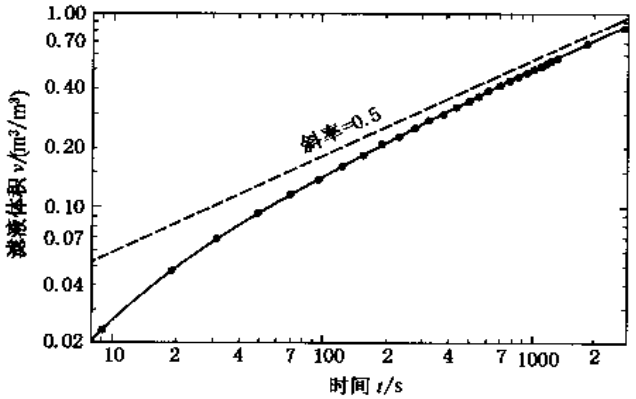


图 14.2 滤液体积对过滤延续时间(对数坐标)(例 14.2)

表 14.1 恒压过滤的数据和计算值(例 14.2)

过滤时间 t/s (1)	滤液体积 V/m^3 (2)	单位面积体积 v/(m^3/m^2) (3)	内插 v/(m^3/m^2) (4)	$w_c = cv$/(kg/m^2) (5)	$q = \frac{\Delta v}{\Delta t}$/(m/s) (6)	$\frac{p}{\mu q_{w'}} = \frac{pt}{\mu v}$/(1/m) (7)	$\frac{p}{\mu q} = \frac{p\Delta t}{\mu \Delta v}$/(1/m) (8)
0	0	0		0		—	
			0.012	0.06	2.56×10^{-3}		2.69×10^{10}
9	10×10^{-4}	0.023		0.12		2.70×10^{10}	
			0.035	0.18	2.40		2.87
19	20	0.047		0.24		2.79	
			0.059	0.30	1.84		3.74
31.5	30	0.070		0.35		3.10	
			0.082	0.41	1.28		5.38
49.5	40	0.093		0.47		3.67	
			0.105	0.53	1.17		5.89
70	50	0.117		0.59		4.12	

续表

过滤时间 t/s (1)	滤液体积 V/m^3 (2)	单位面积体积 v/(m^3/m^3) (3)	内插 v/(m^3/m^2) (4)	$w_c=cv$/(kg/m^2) (5)	$q=\frac{\Delta v}{\Delta t}$/(m/s) (6)	$\frac{p}{\mu q_{av}}=\frac{pt}{\mu v}$/(1/m) (7)	$\frac{p}{\mu q}=\frac{p\Delta t}{\mu \Delta v}$/(1/m) (8)
			0.129	0.65	1.00		6.89
93	60	0.140		0.71		4.58	
			0.152	0.77	8.52×10^{-4}		8.09
120	70	0.163		0.82		5.07	
			0.175	0.88	7.50		9.19
152	80	0.187		0.94		5.60	
			0.199	1.00	6.57		1.05×10^{11}
187	90	0.210		1.06		6.14	
			0.222	1.12	5.75		1.20
227	100	0.233		1.17		6.71	
			0.245	1.23	5.58		1.23
270	110	0.257		1.30		7.24	

2. 计算单位面积干滤饼固体总质量 w_c 利用式 14.1。于是，

$$w_c=\frac{1000\times0.00495}{1-0.00495/0.2937}v=5.04v$$

于是计算所得的 w_c 值如表 14.1 第 5 列所示。

3. 计算 $p/(\mu q_{av})$ 平均速率即为 $q_{av}=v/t$。那么，$p/(\mu q_{av})=(6.89\times10^7)t/v$。其值列于表 14.1 第 7 列。

4. 计算 $p/(\mu q)$ 瞬时速率 $q=dv/dt$ 必须求得。由于恒压过滤的 v 对 t 数据为抛物线型的，利用抛物线的如下性质求得斜率：

$$\left(\frac{dv}{dt}\right)_{(v_1+v_2)/2}=\frac{\Delta v}{\Delta t}$$

该方程表明在体积区间的中点($v+\Delta v/2$)处(不是时间的中点)切线的角度等于割线的角度。不管 Δv 的大小此规则均成立，而且一般说来，对光滑数据尤其适用。

在 9 ~ 19s 之间，$\Delta v/\Delta t=(0.047-0.023)/10=0.00240$m/s。此数值对应于 $v=(0.047+0.023)/2=0.035$m 处的 dv/dt。因为可采用任意大小的区间，所以我们可求得在 93 ~ 270s 之间，$\Delta v/\Delta t=(0.257-0.140)/177=0.00066$m/s。所用的 v 值为$(0.257+0.140)/2=0.199$m。

在表 14.1 中，$(v_1+v_2)/2$ 的值和对应的导数分别列于第 4 列和第 6 列。第 8 列中的 $p/(\mu q)$值由式 $6.89\times10^7/q$ 求得。

5. 标绘 $p/(\mu q)$对 w_c 和 $p/(\mu q_{av})$对 w_c 这些标绘如图 14.3 所示。它们能用

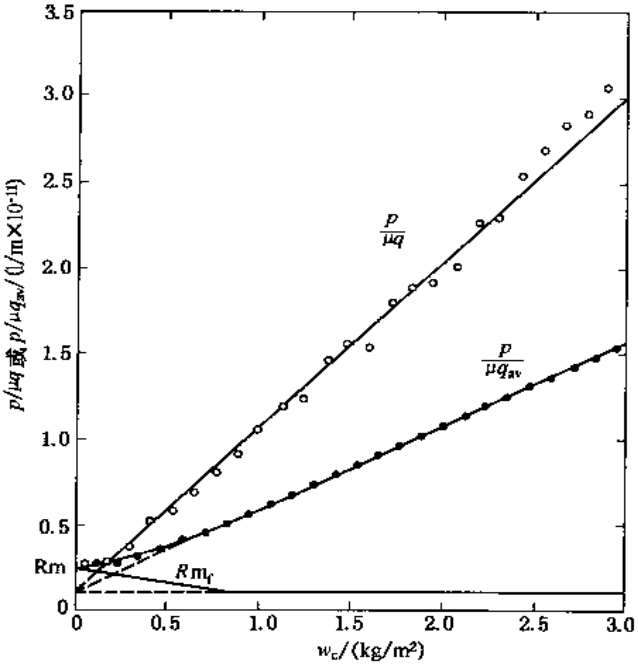


图 14.3 过滤介质阻力 R_m 的确定(例 13.2)

于计算过滤介质阻力 R_m 和比过滤阻力 α_{av}，因为式(14.4)可重排为 $p/(\mu q) = \alpha_{av} w_c + R_m$，还可写出一类似的式子(仅当 R_m 和 α_{av} 为常数时有效)：$p/(\mu q_{av}) = (\alpha_{av}/2)\, w_c + R_m$。二方程有相同的 y 轴截距，即 R_m。第一个方程的斜率为第二个方程的二倍。为了达到斜率和截距间的协调，标绘二条线是可取的。

重要的是取足够的 v 和 t 数据以产生标绘曲线的初始部分。在过滤开始时，比过滤阻力比较小，当 t 和 w_c 等于零时，二标绘曲线的斜率取得它们的最小值。如果开始 50s 内取的前 4 点被略去，将只存在标绘的直线部分；如将这二条直线沿图中的虚线外推到 $w_c = 0$，所得的 y 轴上的截距值是不真实的。

6. 确定过滤介质阻力 R_m R_m 是图 14.3 中(真实的)y 轴上的截距，约为 $0.24 \times 10^{11}\,m^{-1}$(但是应用此结果需小心，因为很难确定 $t = 0$ 时的操作状况)。常常会发生 $p/(\mu q)$线的截距为负值。这种结果通常暗示(1)伴随过滤介质和滤饼堵塞的细颗粒迁移，或(2)水平过滤器表面面临的沉淀。

7. 计算 α_{av} 在本步骤，不依靠求取图 14.3 中二种标绘中的任一种的单一的、恒定的斜率。这种方法只有当整个标绘(包括其初始部分)为直线，且假过滤介质阻力为真过滤介质阻力时才是正确的。作为替代，采用步骤 5 中的第一个方程，重新整理为如下形式 $\alpha_{av} = [p/(\mu q) - R_m]/w_c$。当 w_c 值小时，所得到的 α_{av}值随其与最大值的差距而变。随着 w_c 增加，α_{av} 值趋近 $p/(\mu q)$标绘的直线部分的斜率，即 0.97×10^{11}。

于是，当 $w_c = 0.88 kg/m^2$ 和 $p/(\mu q) = 0.92 \times 10^{11}\,m^{-1}$时，$\alpha_{av} = (0.92 \times 10^{11} - 0.24 \times 10^{11})/0.88 = 0.77 \times 10^{11}\,m/kg(1.15 \times 10^{11}\,ft/lb)$。而当 $w_c = 3.0 kg/m^2$ 时，$\alpha_{av} = (3.03 \times 10^{11} - 0.24 \times 10_{11})/3.0 = 0.93 \times 10^{11} m/kg$。

通过滤饼的压降由方程 $\Delta p_c = p - \mu q\, R_m$ 给出。于是，在上述二点，其值分别为 50.9 和 63.4kPa(7.38 和 9.20lbf/in^2)。

8. 计算平均空隙率 ε_{av} 平均空隙率可由下式计算

$$\varepsilon_{av} = \frac{1}{1 + (\rho + \rho_s)s_c/(1 - s_c)} = \frac{1}{1 + (1000/1950) \times 0.2937/(1 - 0.2937)}$$
$$= 0.824$$

9. 求取 v 对 t 和 L 对 t 的方程 在图 14.3 中，当 w_c 大于约 $0.8 kg/m^2$，即过滤时间大于 120s 时 $p/(\mu q_{av})$的标绘是一条极佳的直线。因此，在此范围内的数据，可用根据 α_{av}和 R_m 为常数的假定所得的方程精确表示，而 α_{av}和 R_m 的数值即为标绘直线部分的斜率和截距。于是 $\alpha_{av} = 0.97 \times 10^{11} m/kg$，而 R_m 通过将直线向左延伸直至与纵轴相交求得，为 $0.10 \times 10^{11} m^{-1}$。然后，代入 $w_c = c_v$，并积分式(14.4)得到抛物线方程

$$v^2 + \frac{2R_m}{c\alpha_{av}} v = \frac{2p}{\mu c \alpha_{av}} t$$

由步骤 2 注意到 $c = 5.04 kg/m^3$ 并代入和重新整理，得到关系式 $t = 3548v^2 + 145v$。再利用方程(14.2)将 L 与 v 相关联，式中 $c_L = 5.04/[1950(1 - 0.824)] = 0.0147$，我们可得 $t = (1.64 \times 10^7)L^2 + (9.9 \times 10^3)L$。在这些方程中，$v$ 为 m^3/m^2，L 为 m。

对过滤时间小于 120s 的——例如，对连续转鼓或碟式过滤器，其过滤时间通常小于 60s——初始 α_{av}为 $0.11 \times 10^{11} m/kg$ 和真实 R_m 为 $0.24 \times 10^{11}\,m^{-1}$将产生合理的数据表示。于

是，方程变为 $t = 402v^2 + 348v$ 和 $t = (1.86 \times 10^6)L^2 + (2.4 \times 10^4)L$。

相关计算 在恒速过滤（与恒压过滤相反）中，$v = qt$ 和 $w_c = cqt$。那么，由式(14.3)，平均比过滤阻力 $\alpha_{av} = (p - p_1)/(\mu c q^2 t)$，式中 p_1 为过滤介质与滤饼界面处的压力。恒速过滤通常在10lbf/in²(69kPa)压力以上操作，而此式对大多数应用是足够精确的。在越来越高的压力下，此式变得越来越可以忽略 p_1，这导致压力时间关系为 $p = \alpha_{av}\mu c q^2 t$。

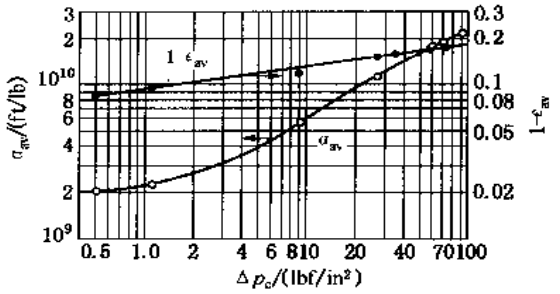


图 14.4 平均比过滤阻力和平均空隙率(例 14.3)
(注：1 lbf/in² = 6.859kPa；1ft/lb = 6.72m/kg)

当不适当地使用离心泵可能破坏淤浆颗粒时，有时采用恒速过滤。但是，实际上，离心泵过滤是最常选用的过滤操作。下面的例子说明有关计算。

14.3 离心泵过滤

含2%(质量)平均密度为202.6lb/ft³(3244kg/m³)固体的水性淤浆用具有如下性能特征的离心泵送入500ft²(46.45m²)的过滤机进行过滤：

压力/(lbf/in²)	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60
压力/kPa	103	138	172	207	241	276	310	345	379	414
流量/(gal/min)	500	482	457	420	375	308	232	155	78	0
流量/($\times 10^{-2}$m³/s)	0.0315	0.0304	0.0288	0.0265	0.0237	0.0194	0.0146	0.0098	0.0049	0

泵装有一节流阀将压降与流量关联如下：Δp(节流) = 15(Q/500)²。温度由20℃升到27℃(68～80.6℉)。一系列恒压试验得到的 α_{av}和$(1-\varepsilon_{av})$的数据如图14.4所示，α_{av}为平均比过滤阻力，ε_{av}为滤饼的平均空隙率。求作为时间函数的滤饼厚度。

【计算步骤】

1. 选择采用的方法 如果压力和过滤速率都是变化的，如本案例的情况，必须在过滤方程上附加泵的特性。p 与 t 之间的关系无法获得简单的关联式；作为替代，要采用一种比较简单的数值积分。

式(14.3)可重排为如下形式

$$v = \frac{\Delta p_c}{\mu c q \alpha_{av}}$$

式中各变量定义见本章开始。现在 q 为 p 的函数，而 α_{av}为 Δp_c 的函数。一旦获得作为 p 和 q 函数的 v，可积分求得 t

$$t = \int_0^v \frac{\mathrm{d}v}{q}$$

如果由一系列恒压试验数据得到 α_{av}和平均固体分率 s_c 的数值，本段第一个方程可用于求得体积对速率的关系，然后可由此关系积分求得时间。

2. 画出修正的泵曲线 泵的特性曲线标绘如图14.5中上部的曲线。在 U 点以下，泵是不稳定的，必须进行节流使压力不致降至太低的数值。如果过滤器不能获得节流压力，必须从特性曲线中减去节流压力给出修正的泵曲线。由题述中的方程标绘节流曲线。那么，假定过

滤介质阻力可忽略，通过滤饼的压降 Δp_c 等于特性曲线与节流曲线之差。标绘此差值，将所得曲线标记为“修正的泵曲线”。

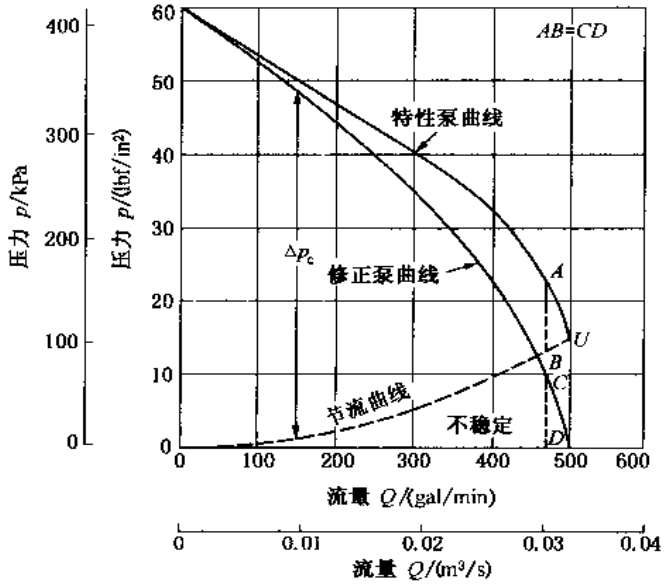


图 14.5　离心泵曲线(例 14.3)

3. 计算滤饼浓度 c，即单位体积滤液的干滤饼质量　如式(14.1)所示，$c = \rho s/(1 - s/s_c)$，而在本案例中，$c = 62.3 \times 0.02 \times (1 - 0.02/s_c)$，式中 62.3 为单位为 lbm/ft³ 时的水的密度。现有，$s_c = \rho_s(1 - \varepsilon_{av})/[\rho_s(1 - \varepsilon_{av}) + \rho\varepsilon_{av}]$，或在本案例中，因为 ρ_s 为 202.6lb/ft³，$s_c = 1/[1 + 0.308\varepsilon_{av}/(1 - \varepsilon_{av})]$。

选择各 Δp_c 的值；由图 14.4 确定 ε_{av}。由前段的方程，计算 s_c 和 c。计算结果列于表 14.2 的第四、第五和第六列。

4. 计算滤饼厚度 L 与单位面积滤液体积 v 之比值 c_L　c_L 值可由下式计算

$$c_L = \frac{c}{\rho_s(1 - \varepsilon_{av})}$$

注意：c 和 c_L 值均随 Δp_c 而变。c_L 的计算值也列于表 14.2。

表 14.2　离心泵过滤的数据和计算结果(例 14.3)

Δp_c/(lbf/in²)	Q/(gal/min)	q/(ft/s)	ε_{av}	s_c	c/(lbm/ft³)	c_L	$\alpha_{av} \times 10^{-9}$/(ft/lbm)	v/(ft³/ft²)	L/in	$1/q$/(s/ft)
0.5	499	0.00224	0.915	0.232	1.364	0.0792	2.1	0.54	0.51	446
1	498	0.00222	0.905	0.254	1.352	0.0702	2.2	1.04	0.88	450
5	487	0.00217	0.880	0.307	1.332	0.0548	3.8	3.14	2.06	461
10	469	0.00209	0.869	0.329	1.327	0.0500	5.7	4.36	2.62	478
15	446	0.00199	0.860	0.346	1.322	0.0466	7.2	5.46	3.05	503
20	418	0.00186	0.853	0.359	1.319	0.0443	9.0	6.24	3.32	538
25	384	0.00171	0.849	0.366	1.318	0.0431	10.0	7.65	3.96	585
30	345	0.00154	0.846	0.371	1.317	0.0422	12.0	8.50	4.30	649

注：1lbf/in² = 6.895 kPa；1 gal/min = 6.3×10^{-5} m³/s；1 ft/s = 0.3048m/s；1 lbm/ft³ = 16.02kg/m³；1 ft/lbm = 0.67m/kg；1ft³/ft³ = 0.3048m³/m³；1in = 0.0254 m；1s/ft = 3.28s/m。

5. 计算对应于步骤3中所选之 Δp_c 值的表观速度(以单位过滤器面积为基准的速度) q 此运算利用图 14.3。修正的泵曲线关联 Δp_c 与 Q，流量单位为 gal/min。对给定的 Δp_c 值，求得 Q，并将其值乘以(1min/60s)×(1ft³/7.481gal)(过滤面积的 1/500ft²)求得 q。q 的数值列于表 14.2 中。

6. 计算单位过滤器面积的滤液体积 v 利用步骤 1 中的方程。于是，

$$v = \frac{\Delta p_c}{\mu c q \alpha_{av}}$$

$$= \frac{(144\text{in}^2/\text{ft}^2)[32.17\text{lbm}\cdot\text{ft}/(\text{lbf}\cdot\text{s}^2)](\Delta p_c\text{lbf}/\text{in}^2)}{[0.000672\text{lbm}/(\text{ft}\cdot\text{s})](c\text{lbm}/\text{ft}^3)(q\text{ft}/\text{s})(\alpha_{av}\text{ft}/\text{lbm})}$$

$$= 6.893\times10^6\frac{\Delta p_c}{cq\alpha_{av}}$$

利用图 14.4 求得每个 Δp_c 值的 α_{av}。这些 α_{av} 值列于表 14.2 中，还有 v 值也列于表 14.2 中。

7. 计算滤饼厚度 L 方程为 $L = c_L v$。于是，计算得到的 L 值列于表 14.2 中，单位为 in。

8. 标绘 L 对 v、Δp_c 对 v 和 $1/q$ 对 v 取表 14.2 中的数值。所形成的光滑的标绘如图 14.6 所示。

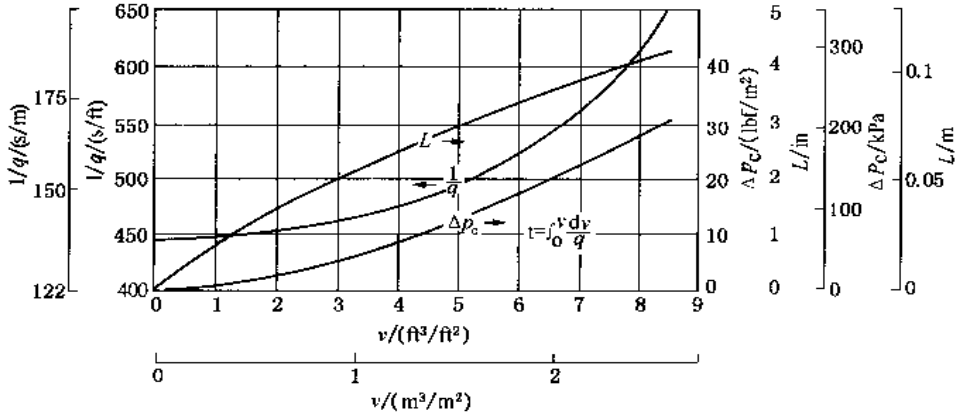


图 14.6 滤饼厚度、压降和表观速率的倒数对滤液体积的标绘；离心泵过滤(例 14.3)

9. 求过滤时间 t 时间由 $1/q$ 对 v 曲线下的面积求得。此积分结果如表 14.3 中的第三列和第四列所示。为方便起见，Δp_c 和 L 的数值被再次列入表内。

10. 将滤饼厚度表示为时间的函数 此关系如图 14.7 所示。该图还将 Δp_c 也表示为时间的函数。

相关计算 作为时间函数的滤液体积可由图 14.7 中的每一个 L 除以 c_L，再乘以过滤器面积求得。

注意对本过滤器，此泵证明略大了些。如果将滤饼厚度限制为 2.5in(0.064m)，速率不会降至初始泵送速率的 95% 以下。

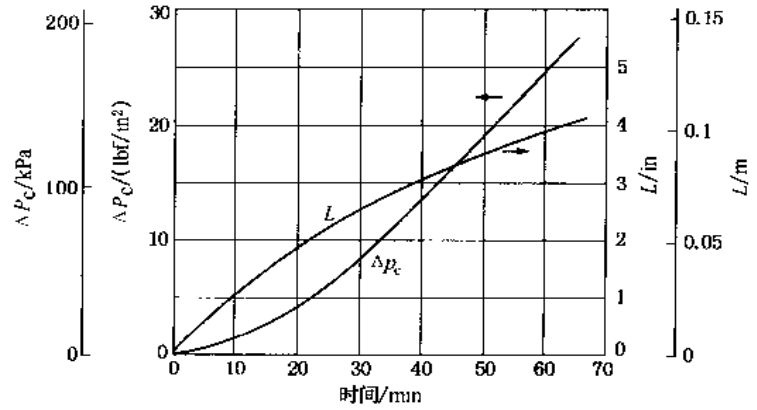


图 14.7 作为时间函数的滤饼厚度和压降;离心泵过滤(例 14.3)

表 14.3 离心泵过滤过滤时间的确定(例 14.3)

v/(ft³/ft²)	增量面积/s	t/s	t/min	Δp_c/(lbf/in²)	L/in
1	446	446	7.4	0.9	0.80
2	451	897	15.0	2.6	1.47
3	457	1354	22.6	5.0	2.00
4	466	1820	30.3	8.3	2.47
5	482	2302	38.4	12.6	2.90
6	507	2809	46.8	17.2	3.32
7	540	3349	55.8	22.3	3.70
8	582	3931	65.5	27.5	4.10

14.4 滤饼洗涤

用流量为 0.2gal/(ft²)(min)[0.0081m³/(m²)(min)]的纯水洗涤过滤器的滤饼以除去空隙中存在的可溶性盐。滤饼厚度为 2.0in(0.051m),其组成如下:

	质量分数	密度/(lbm/ft³)[(kg/m³)]
惰性固体	0.4789	88.6[1420]
水	0.4641	62.4[1000]
可溶性盐	0.0570	85.1[1363]

瞬时洗涤浓度对时间的数据被获得,如表 14.4 所示。在洗涤结束时,对滤饼进行分析并发现无水基准的盐质量分数为 0.24%。如果允许的无水基准的盐质量分数为 0.67%,必需使用多少水?

【计算步骤】

1. 将质量分数转化为体积分数并求出平均空隙率 组分 i(惰性固体、水或可溶性盐)的体积分数 x_i 可用下式计算

$$x_i = \frac{y_i/\rho_i}{\sum(y_i/\rho_i)}$$

表 14.4 滤饼洗涤数据(例 14.4)

时间 t/min	洗涤水体积 v_w/(gal/ft²)	洗涤浓度 C_w/(lbm 溶质/gal)
0	0	0.740
1	0.2	0.739
2	0.4	0.740
3	0.6	0.687
4	0.8	0.480
5	1.0	0.266
6	1.2	0.144
8	1.6	0.0575
10	2.0	0.0313
15	3.0	0.0158
20	4.0	0.0115
40	8.0	0.00624
60	12.0	0.00312
90	18.0	0.00119
120	24.0	0.00070

注:1.0gal/ft² = 0.041m³/m²; 1.0lbm 溶质/gal = 120.02kg 溶质/m³。

式中 y_i 和 ρ_i 分别为组分 i 的质量分数和密度。那么,滤饼的初始组成按体积计为 40.00% 惰性固体、55.04% 的水和 4.96% 可溶性盐。于是,滤饼的平均空隙率为 0.5504 + 0.496 = 0.6。

无水基准的可溶性物质的体积分数 ψ_v 可由下式求得

$$\psi_v = \frac{\psi_m/\rho_{salt}}{\psi_m/\rho_{salt} + (1 - \psi_m)/\rho_s}$$

式中 ψ_m 为无水基准的可溶性物质的质量分数,而下标 s 指惰性固体。在 120min 和允许浓度为 0.70% 的洗涤结束时,无水基准的可溶性盐的体积分数为 0.25%。

2. 计算滤饼平均密度、干惰性固体质量、可溶性盐的初始和最终质量以及空隙体积

平均滤饼密度 = ∑(组分 i 的密度)(组分 i 的体积分数)

= 88.6 × 0.4000 + 62.4 × 0.5504 + 85.1 × 0.0496

= 74.0lbm/ft³(1186kg/m³)

单位过滤面积的干惰性固体质量 = (惰性固体密度)(滤饼厚度) × (惰性固体体积分数)

= 88.6 × 2/12 × 0.4

= 5.91lbm/ft²(28.8kg/m²)

单位过滤面积的初始溶质质量 = (溶质密度)(滤饼厚度) × (溶质体积分数)

= 85.1 × (2/12) × 0.0496

= 0.703 lbm/ft²(3.43kg/m²)

单位过滤面积的最终溶质质量 $=$(干惰性固体质量)$[\psi_m/(1-\psi_m)]$

$=5.91\times0.0024/0.9976$

$=0.0142\text{lbm/ft}^2(0.0692\text{kg/m}^2)$

单位过滤面积的空隙体积 $=(\varepsilon_{av})$(滤饼厚度)

$=0.6\times(2/12)=0.1\text{ft}^3/\text{ft}^2$

$=0.748\text{gal/ft}^2(0.0305\text{m}^3/\text{m}^2)$

3. 计算平均洗涤浓度 $C_{w,av}$ 如表 14.4 第三列所示的瞬时洗涤浓度 C_w 对洗涤体积(表 14.4 第二列)的标绘见图 14.8。现在,通过对滤饼中溶质的物料衡算,

$$\varepsilon_{av}L(C_0-C_{av})=\int_0^{v_w}C_w\mathrm{d}v_w=C_{w,av}v_w$$

式中 L 为滤饼厚度(因此 $\varepsilon_{av}L$ 为单位过滤面积的空隙体积,已在步骤 2 中计算),C_0 是滤饼中溶质的初始浓度,面 v_w 是单位过滤面积的洗涤液体积。因此,从滤饼中除去的溶质总(累计)量可通过积分如表 14.5 前三列所示的瞬时浓度对体积数据确定。将除去溶质的累计量除以所用的洗涤液累计体积得到平均洗涤浓度,如表 14.5 第四列所示,并标绘于图 14.8。

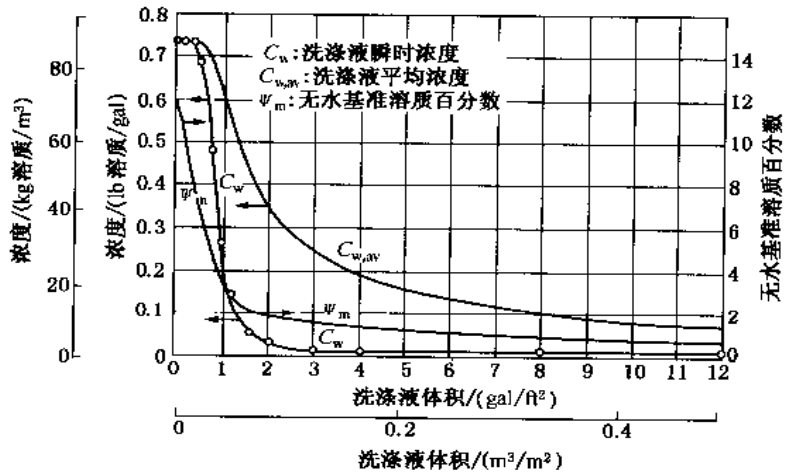


图 14.8 洗涤液浓度和溶质百分数对洗涤液体积(例 14.4)

4. 计算每一瞬时残存于滤饼中的溶质量 因为操作中采用 $24\text{gal/ft}^2(0.98\text{m}^3/\text{m}^2)$洗涤液,如表 14.5 所示,被除去的溶质总量为 0.8296lb/ft^2。由步骤 2 知,滤饼中残存的溶质量为 0.0142lb/ft^2。于是,初始时刻系统中存在的溶质总量必为 $0.8296+0.0142=0.8438\text{lb/ft}^2$ (4.11kg/m^2)(因为步骤 2 表明初始时刻滤饼总量只有 0.703lb/ft^2,所以其余溶质必在压滤机的进料管线内;在处理这类问题时记住这种复杂性是重要的)。

那么初始滤饼浓度 C_0 可由溶质的真实初始量除以空隙体积计算,即 $0.8438/0.1=8.438\text{lbm/ft}^3(135\text{kg/m}^3)$,而滤饼中残存的溶质量可由真实初始溶质量,$0.8438\text{lb/ft}^2$ 减去除去溶质的累计量计算,如表 14.5 第五列所示。因为残存的固体质量等于 $5.91\ \psi_m/(1-\psi_m)$,第五列中的数值可用于计算 ψ_m;结果(以百分数为基准)如该表第六列所示。

于是,如果允许保存无水基准的溶质量为 0.67%,由表可见,1ft^2 必须用略微超过 10gal(略

微超过 0.41m³/m²)的洗涤水。

相关计算 滤饼中溶质的平均浓度为残存的溶质量除以空隙体积。这些数值列于表 14.5 的最后一列。

14.5 回转真空鼓过滤机

回转鼓过滤的显著特点用图 14.9 说明,图中有可渗透表面的圆柱形鼓部分浸入淤浆中作逆时针转动。在外表面和内表面之间通常用真空泵保持一压差。但是,转鼓也可是密闭的并在加压下操作。除了真空或加压,转鼓外围的每一点还承受淤浆的静压头。

表 14.5 滤饼洗涤结果[例 14.4]

洗涤水体积范围/(gal/ft²)	除去溶质量/(lbm/ft²)	洗涤水体积区间结束时的状态				
		累计除去溶质量/(lbm/ft²)	平均洗涤液浓度/(lbm/gal)	残存溶质质量/(lbm/ft²)	无水基准的溶质/%	平均滤饼浓度/(lbm/gal)
0	0	0	—	0.8438	12.49	1.128
0.0~0.1	0.0740	0.0740	0.740	0.7698	11.52	1.029
0.1~0.2	0.0740	0.1480	0.740	0.6958	10.53	0.930
0.2~0.3	0.0740	0.2220	0.740	0.6218	9.52	0.831
0.3~0.4	0.0740	0.2960	0.740	0.5478	8.48	0.732
0.4~0.5	0.0730	0.3690	0.738	0.4748	7.44	0.635
0.5~0.6	0.0705	0.4395	0.733	0.4043	6.40	0.541
0.6~0.7	0.0650	0.5045	0.721	0.3393	5.43	0.454
0.7~0.8	0.0545	0.5590	0.699	0.2848	4.60	0.381
0.8~0.9	0.0420	0.6010	0.669	0.2428	3.95	0.325
0.9~1.0	0.0315	0.6325	0.633	0.2113	3.45	0.282
1.0~1.1	0.0226	0.6551	0.596	0.1887	3.09	0.252
1.1~1.2	0.0163	0.6714	0.560	0.1724	2.83	0.230
1.2~1.3	0.0126	0.6840	0.526	0.1598	2.63	0.214
1.3~1.4	0.0100	0.6940	0.496	0.1498	2.47	0.200
1.4~1.5	0.0079	0.7019	0.468	0.1419	2.34	0.190
1.5~1.6	0.0063	0.7082	0.443	0.1356	2.24	0.181
1.6~1.7	0.0050	0.7132	0.420	0.1306	2.16	0.175
1.7~1.8	0.0042	0.7174	0.399	0.1264	2.09	0.169
1.8~1.9	0.0036	0.7210	0.379	0.1228	2.04	0.164
1.9~2.0	0.0032	0.7242	0.362	0.1196	1.98	0.160
2.0~3.0	0.02190	0.7461	0.249	0.0977	1.63	0.131
3.0~4.0	0.01350	0.7596	0.190	0.0842	1.40	0.113
4.0~5.0	0.01035	0.7700	0.154	0.0738	1.23	0.099
5.0~6.0	0.00888	0.7788	0.130	0.0650	1.09	0.087
6.0~7.0	0.00762	0.7864	0.112	0.0574	0.96	0.077
7.0~8.0	0.00662	0.7931	0.099	0.0507	0.85	0.068
8.0~9.0	0.00575	0.7988	0.089	0.0450	0.76	0.060
9.0~10.0	0.00490	0.8037	0.080	0.0401	0.67	0.054
10.0~11.0	0.00425	0.8080	0.073	0.0358	0.60	0.048
11.0~12.0	0.00350	0.8115	0.068	0.0323	0.54	0.043

续表

洗涤水体积范围/(gal/ft²)	除去溶质量/(lbm/ft²)	洗涤水体积区间结束时的状态				
		累计除去溶质量/(lbm/ft²)	平均洗涤液浓度/(lbm/gal)	残存溶质质量/(lbm/ft²)	无水基准的溶质/%	平均滤饼浓度/(lbm/gal)
12.0 ~ 13.0	0.00302	0.8145	0.063	0.0293	0.49	0.039
13.0 ~ 14.0	0.00258	0.8171	0.058	0.0267	0.45	0.036
14.0 ~ 15.0	0.00222	0.8193	0.055	0.0245	0.41	0.033
15.0 ~ 16.0	0.00182	0.8211	0.051	0.0227	0.38	0.030
16.0 ~ 17.0	0.00152	0.8226	0.048	0.0212	0.36	0.028
17 0 ~ 18.0	0.00132	0.8240	0.046	0.0198	0.33	0.026
18.0 ~ 19.0	0.00118	0.8252	0.043	0.0186	0.31	0.025
19.0 ~ 20.0	0.00102	0.8262	0.041	0.0176	0.30	0.024
20.0 ~ 21.0	0.00100	0.8272	0.039	0.0166	0.28	0.022
21.0 ~ 22.0	0.00092	0.8281	0.038	0.0157	0.26	0.021
22.0 ~ 23.0	0.00080	0.8289	0.036	0.0149	0.25	0.020
23.0 ~ 24.0	0.00075	0.8296	0.035	0.0142	0.24	0.019

注：1.0gal/ft² = 0.041m³/m²；1.0lbm/ft² = 4.88kg/m²；1.0lbm/gal = 119.8 kg/m³。

如图 14.9 说明的连续多室鼓式过滤器通常用于比较浓而又容易过滤的物料。滤饼形成的速率在 0.05in/min(0.0013m/min)到 0.05in/s(0.0013m/s)范围内。浸没部分通常为 25% ~ 75%(40%为相当常见)，转速从 0.1 ~ 3r/min。根据这些条件，过滤时间可在 5s 到 7.5min 之间，大多数工业过滤处于这些限制中。

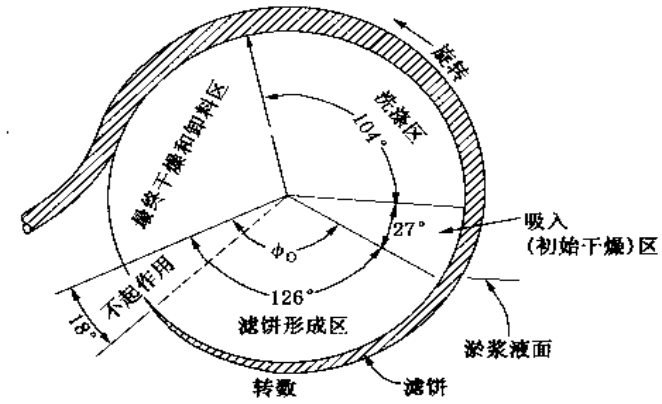


图 14.9 回转真空鼓过滤器(例 14.6)

转鼓直径通常为 6 ~ 12ft(1.83 ~ 3.66m)，虽然也可能遇到更大的转鼓。按 40%的浸没部分和 12ft 直径，静压头可高达 5.7ft(1.74m)，这是真空过滤中推动力的相当大的部分。因为淤浆密度比水大，有效压头可高达 7ft(2.13m)。

半径为 r 的转鼓以角速度 ωrad/s(Nr/s)旋转。浸没在淤浆中的部分所对弧度为 φ_0。转鼓的其余部分用于洗涤、干燥和卸料。通过某一部分转鼓的过滤操作假定由该部分进入淤浆的瞬间开始；但实际上存在一建立完全真空的时间滞后，因为当每一室进入淤浆时需要维持一真空密封。

单位面积的干滤饼质量如图 14.10 所示，为在转鼓的一给定回转过程中延续时间的

函数。

滤饼洗涤

以残存溶质对洗涤比 j(洗涤水对滤饼空隙体积之比)的函数表示的实验洗涤曲线可在半对数坐标上标绘如图 14.11(实线)。没有一个实验点落在代表理想排挤的最大理论曲线(虚线)的左边。

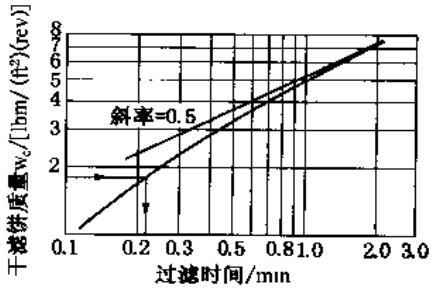


图 14.10 作为过滤时间函数的干滤饼质量(例 14.6)

[注:1lbm/(ft²)(r)=4.88kg/(m²)(r)]

滤饼洗涤时间是最难关联的变量。过滤理论建议三种可能的关联:(1)洗涤时间对 $w_c v_w$;式中 w_c 和 v_w 为单位过滤面积的干固体质量和洗涤水体积;(2)洗涤时间对 jw_c;和(3)单位形成时间的洗涤时间对单位形成体积的洗涤水体积。幸运的是,最容易的关联(第一种)通常能给出满意的结果。该曲线由直线开始,但随着洗涤水体积增加往往会向下弯曲,如图 14.12 所示。

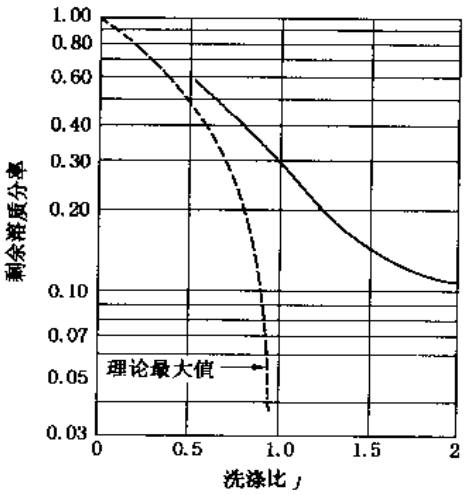


图 14.11 滤饼 – 洗涤曲线(例 14.6)

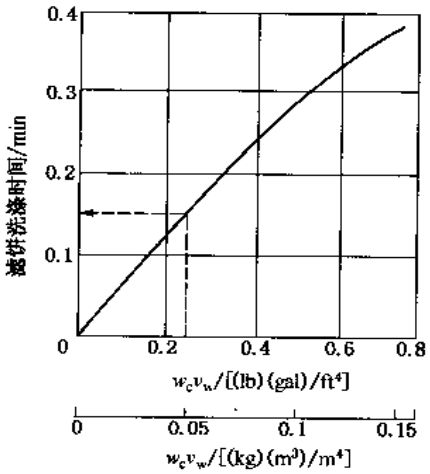


图 14.12 采用单位面积的干固体质量 w_c 和洗涤液体积 v_w 的滤饼 – 洗涤曲线(例 14.6)

滤饼湿含量,空气流量

经验证明下列因子在关联滤饼湿含量数据时是有用的[1]:

$$\text{关联因子} = \frac{\text{ft}^3/\text{min}}{\text{ft}^2}\,\frac{\Delta p_c}{w_c}\,\frac{t_d}{\mu}$$

式中 $\text{ft}^3/(\text{min})(\text{ft}^2)$ 是通过滤饼的空气流量,t_d 是干燥时间,Δp_c 是通过滤饼的压降,而 μ 是液体粘度。

图 14.13 表示曲线的一般形状。设计选用的关联因子应通过曲线的某弯曲处。左边的数值趋近不稳定操作范围,操作条件的小变化可能导致滤饼湿含量的相当剧烈的变化。

如果操作在恒定温度和真空度下进行,压降和粘度项可从上式中删去。通常空气流量数据是无法获得的,但没有空气流量数据仍可获得关联式,尤其是如果滤饼是几乎没有空隙的。那么,关联因子变为简化的 t_d/w_c 项,这仅与干燥时间和每转单位面积的滤饼质量有关。在湿含量关联中常常会遇到数据严重分散的情况。在关联中选择的任一点将代表一种平均的操作

状态。为保证滤饼湿含量不超过某特定值，在计算需要的干燥时间前，在要求的最小值处的关联因子应乘以 1.2。

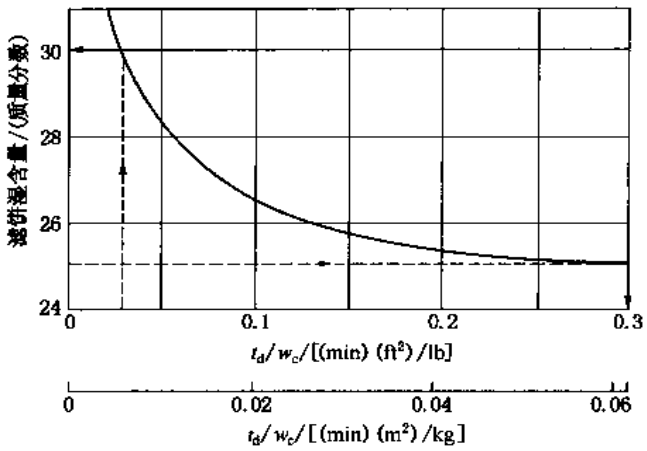


图 14.13　滤饼湿含量和空气流量的关联因子(例 14.6)

通过滤饼的空气流量——真空泵的能力，可通过测定作为时间函数的流量予以确定。这些数据对与连续过滤器的第一和第二干燥阶段有关的时间的积分将产生真空泵的能力数据。

14.6　回转真空鼓过滤机的设计

如图 14.9 所示的转鼓过滤器用于过滤、洗涤和干燥性质如图 14.10 到 14.13 所示的滤饼。通过滤饼的空气流量用转子流量计测定，作为时间函数的流量如下所列：

	时间/min								
	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.6	0.8	1.0	1.5
流量/[ft³/(min)(ft²)]	2.5	4.2	5.9	6.8	7.45	8.2	8.6	8.75	9.2
流量/[m³/(min)(m²)]	0.762	1.28	1.80	2.07	2.27	2.50	2.62	2.67	2.80

这些数据被标绘于图 14.14。

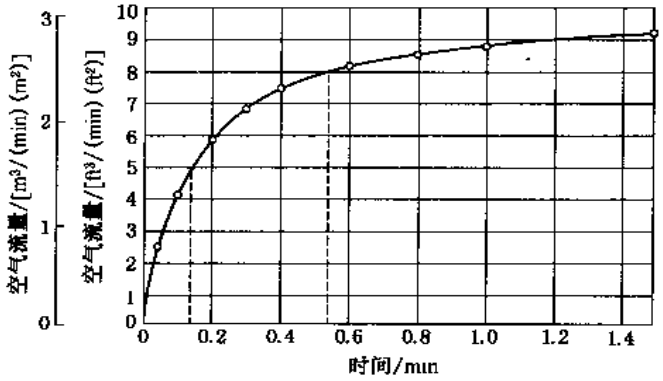


图 14.14　作为时间函数的空气流量(例 14.6)

假定下列条件和规定：淤浆含 40%的固体(质量)；液体中的溶质为 2%；最终滤饼湿含量为 25%；洗涤比(单位空隙体积的洗涤液体积)为 1.5；滤饼质量 w_c 为 $7.2L$(单位为 lbm/ft^2)，式中 L 为滤饼厚度，单位 in；最大浸没部分为 35%或 126°；有效浸没部分为 30%或 108°；最大洗涤弧度为 29%或 104°；吸干(初步干燥)弧度为 7.5%或 27°；卸料和重新浸没弧度为 25%或 90°；最小滤饼厚度为⅛in (0.0032m)。确定该过滤器的相关设计参数。

【计算步骤】

1. 计算滤饼质量，求取滤饼厚度为 0.25in(0.0064m)的过滤时间，并确定滤饼形成所需的最短周期 滤饼质量由下式给出为 $w_c = 7.2 \times 0.25 = 1.8 lbm/ft^2$。由图 14.10，求得过滤时间为 0.22min，所以过滤速率为 $(1.8/0.22) \times 60 =$ 每平方英尺转鼓表面 491lbm/h。利用有效浸没部分为 30%，以滤饼形成为基础的最短周期为 0.22/0.3 = 0.73 min/r，这对应于 1.37r/min。

2. 校核能否在步骤 1 求得的最短周期所能获得的时间内完成初始干燥和洗涤 最小吸干时间延续通过周边的 27°(7.5%)。因此，干燥时间为 0.075 × 0.73 = 0.06min，关联因子为 $t_d/w_c = 0.06/1.8 = 0.033$。根据图 14.13，脱水但未洗涤($D/u$)的滤饼的湿含量为 30%。那么，采用洗涤比 1.5，在 D/u 滤饼中的液体等于 $(30/70) \times 1.8 = 0.77 lbm/(ft^2)$ (r)，而洗涤水量等于 $1.5 \times 0.77 = 1.155 lbm/(ft^2)$ (r)，或在 8.33lbm/gal 时为 $0.14 gal/(ft^2)$(r)。为计算洗涤时间，$w_c v_w = 1.8 \times 0.14 = 0.25$。由图 14.12 可见，所需洗涤时间为 0.15min。这对应于弧度 0.15/0.73 = 0.21；即为圆周的 21%。因为可用于洗涤的圆周高达 29%，所以洗涤不会出现问题。

3. 校核干燥时间并确定循环周期 对最终湿含量 25%，由图 14.13 得到简化关联因子 t_d/w_c(考虑上面提到的因子 1.2)近似为 $1.2 \times 0.25 = 0.3$(25%的湿含量用于图的纵坐标；由图的横坐标读得 0.25)。由 $w_c = 1.8$，$t_d = 0.54$min 和 0.54/0.73 = 0.739，干燥占据了圆周的将近 3/4，所以必须采用较低的转速。

作为第一次估计值，注意到因为卸料和重新浸没需要 25%的圆弧，所以洗涤加最终干燥的最大弧度为 75% −(滤饼形成弧度)−(吸干弧度) = 75% − 30% − 7.5% = 37.5%。利用原计算得到的洗涤加干燥时间 0.54 + 0.15 = 0.69min，那么 0.69/0.375 = 1.84min/r 和洗涤弧度为 0.15/1.84，即 8.15%或 29°。

4. 重复步骤 2 的计算 通过重新计算状态变化的每个量可进行微量调节。于是，初始干燥时间等于 $1.84 \times 0.075 = 0.14$min，所以 $t_d/w_c = 0.14/1.8 = 0.08$。由图 14.13，$D/u$ 滤饼的湿含量为 27%，和因此在 D/u 滤饼中的液体量为 $(27/73) \times 1.8 = 0.67 lbm/(ft^2)$ (r)。洗涤水量变为等于 $1.5 \times 0.67 = 1.0 lbm/(ft^2)$(r)，或 $0.12 gal/(ft^2)$(r)。那么 $w_c v_w = 1.8 \times 0.12 = 0.22$，和由图 14.12 可见，洗涤时间变为 0.14min。

5. 扼要叙述过滤循环 循环时间现为 (0.14 + 0.54)/0.375 = 1.81min/r，相当于 0.55r/min。需要的有效浸没部分为 $(0.22/1.81) \times 100\% = 12.2\%$。这远小于可获得的 30%。过滤器的阀桥必须延迟开始抽真空，或可降低淤浆液面。如果降低淤浆液面，将可获得额外的初始干燥时间，因此减少了洗涤所需的角度。设计循环如下所列：

操　作	时间/min	操　作	时间/min
滤饼形成	0.22	最终干燥	0.54
初始干燥	0.14	卸料和重新浸没	0.77
洗涤	0.14	总时间	1.81

6. 计算滤饼厚度和过滤速率 滤饼厚度由下式给出 $L(\text{in}) = w_c/7.2 = 1.8/7.2 = 0.25\text{in}$。考虑有效浸没部分为 12.2%，计算得过滤速率为 $491 \times 0.122 = 59.9\text{lbm}/(\text{h})(\text{ft}^2)[0.081\text{kg}/(\text{s})(\text{m}^2)]$。经验建议用放大因子 0.8，$0.8 \times 59.9 = 47.9\ \text{lbm}/(\text{h})(\text{ft}^2)[0.065\text{kg}/(\text{s})(\text{m}^2)]$。这并非试图作为安全因子以便增加产量；与之相反，它用于校正由于试验设备尺寸、过滤介质堵塞和类似因子导致的偏差。

7. 计算溶质回收率 假定图 14.11 适用。采用 $j = 1.5$，则溶质剩余分率为 0.145。为安全起见，采用值 0.2。需进行如下计算：

进料中的溶质 = (60/40) × 0.02 = 每磅进料 0.03lb 溶质

D/u 滤饼中的溶质 = (27/73) × 0.02 = 每磅滤饼 0.0074lb 溶质

洗涤后滤饼中的溶质 = 0.0074 × 0.2 = 每磅洗涤后滤饼 0.0015lb 溶质

那么，回收率等于 (0.030 − 0.0015)/0.030 = 0.95。采用 0.145 代替 0.2 得到的数值为 0.964。

8. 计算空气流量 空气流量的计算可以前文提出并如图 14.14 所示的数据为基础。在初始干燥的 0.14min 内，平均流量求得为 $2.95(\text{ft}^3/\text{min})/(\text{ft}^2)(\text{r})$。在最终干燥的 0.54min 内，平均流量为 $5.85(\text{ft}^3/\text{min})/(\text{ft}^2)(\text{r})$。总空气流量为 $0.14 \times 2.95 + 0.54 \times 5.85 = 3.57(\text{ft}^3/\text{min})/(\text{ft}^2)(\text{r})$。因为周期为 1.81min/r，所以空气流量为 $3.57/1.81 = 1.97(\text{ft}^3/\text{min})/(\text{ft}^2)[0.01(\text{m}^3/\text{s})/\text{m}^2]$。

14.7 颗粒床过滤机的压降和比沉积率

为过滤含尘物流，一长度 L 为 1m 的颗粒固定床过滤器内装满直径 d_m 为 5mm(0.005m)的玻璃球。被捕集的尘粒为平均直径 d_d 为 0.1mm 的石灰石。石灰石密度 ρ_d 为 2700kg/m³，而气体速度 u 为 0.5m/s。过滤器的初始空隙率 ε_0 为 0.4，而当空隙率 ε 降至 0.3 时过滤过程停止。气体粘度 μ_g 为 $17.2 \times 10^{-6}\text{N} - \text{s}/\text{m}^2$，而密度 ρ_g 为 1.293kg/m³。确定通过过滤器的压降 ΔP，和单位体积沉积的灰尘质量 m(称为比沉积率)。

【计算步骤】

1. 计算直接拦截数 N_I 和 $(1-\varepsilon_0)/(1-\varepsilon)$ N_I 定义为 d_d/d_m。在本案例中，它为 0.1mm/5mm，或 0.02。而 $(1-\varepsilon_0)/(1-\varepsilon) = (1-0.4)/(1-0.3) = 0.857$。

2. 求取参数 f 利用图 14.15。由横坐标 0.857 和对应于 N_I 为 0.02 的曲线，由纵坐标读得 f 值为 8。

注意：如果气体速度大于 1m/s，既不要使用图 14.15，也不要使用图 14.16，因为灰尘颗粒可能倾向于从颗粒介质表面“反弹”。

3. 计算颗粒雷诺数 Re_m 关系式如下：

$$Re_m = u\rho_g d_m/\mu_g$$

所以，

$$Re_m = 0.5 \times 1.293 \times 0.005/(17.2 \times 10^{-6}) = 188$$

4. 求取参数 F 利用图 14.16。由横坐标 188/8，或 23.5 和对应于 ε 为 0.3 的曲线，由纵坐标读得 F 值为 190。

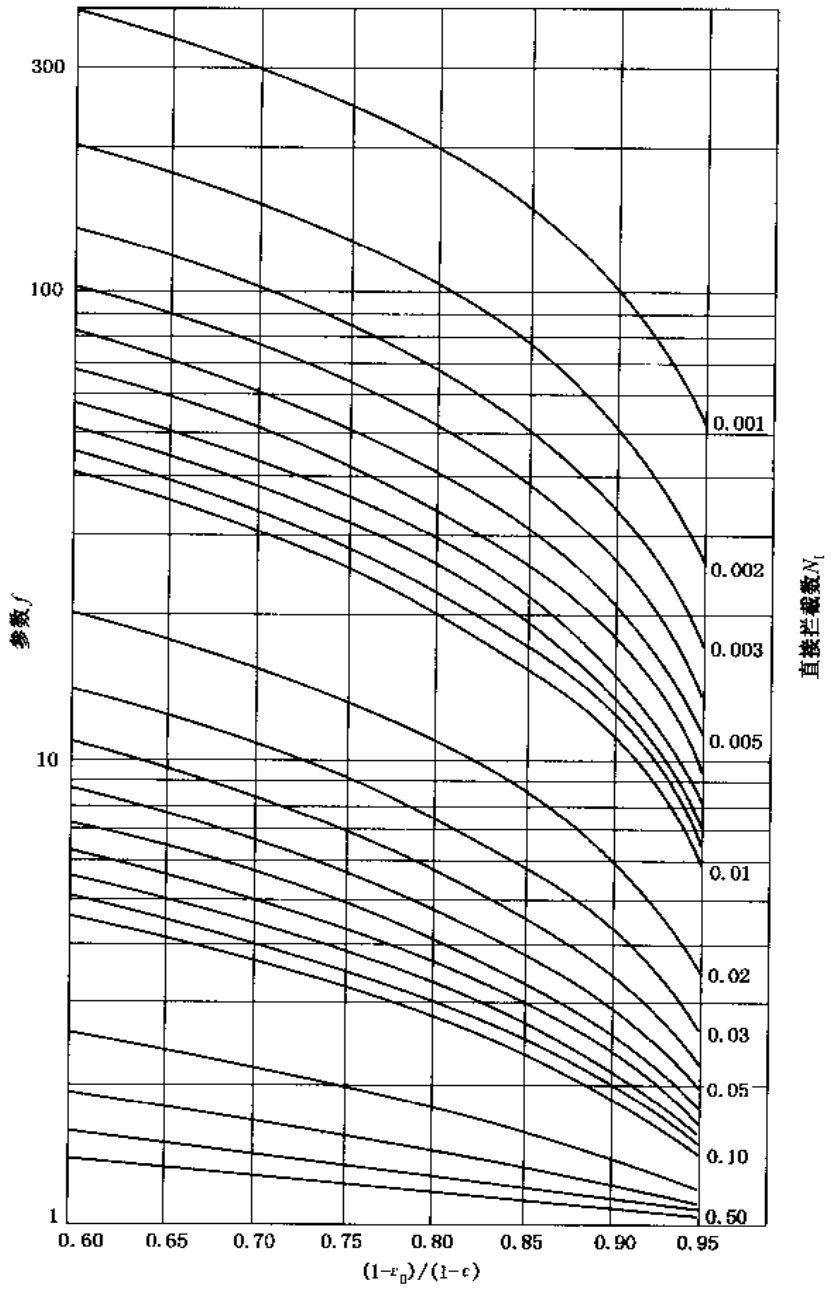


图 14.15 确定用于 ΔP 计算的参数 f 的图

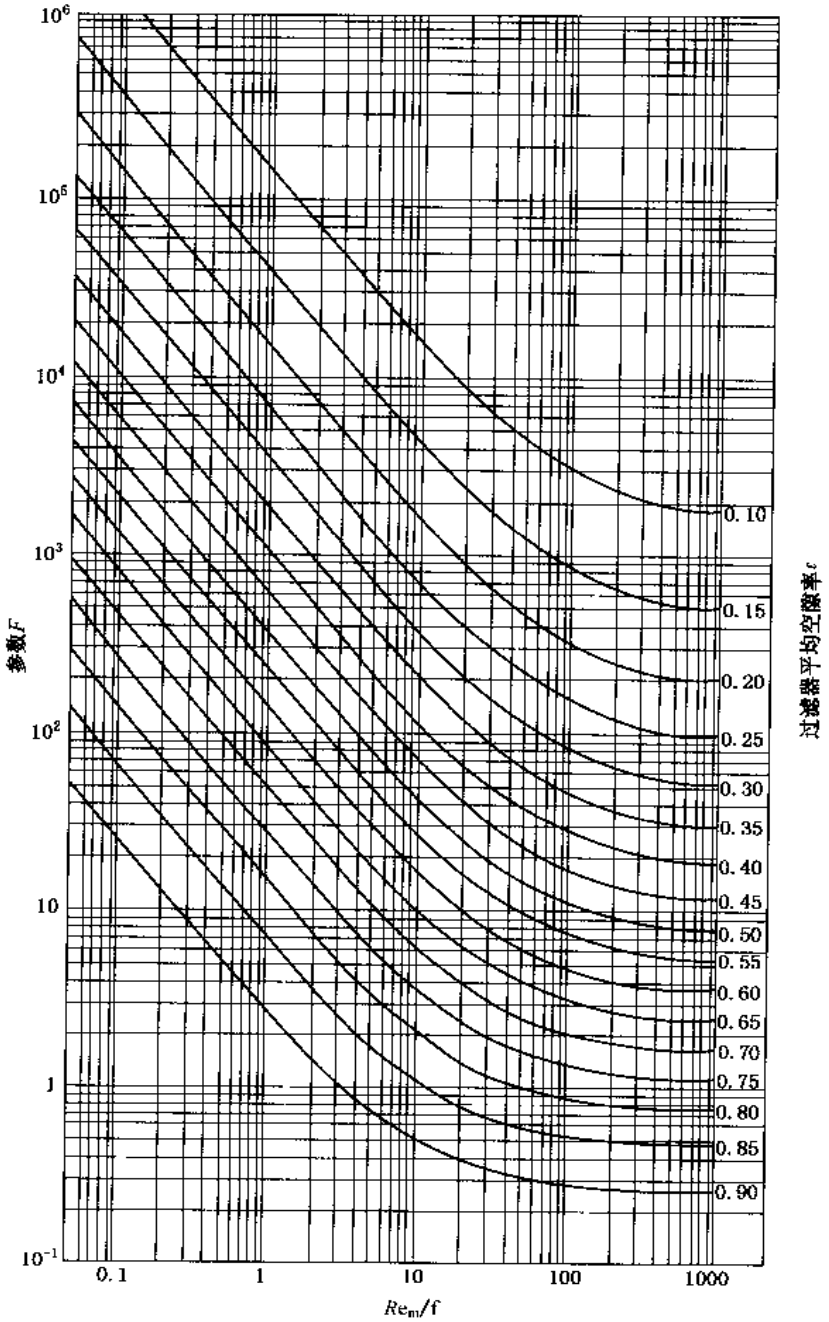


图 14.16 确定用于 ΔP 计算的参数 F 的图

5. 计算通过过滤器的压降 利用关系式 $\Delta P = L\rho_g u^2 fF/d_m$。于是，

$$\Delta P = 1 \times 1.293 \times 0.5^2 \times 8 \times 190/0.005 = 98268\text{Pa}$$❶

6. 计算比沉积率 利用关系式

$$m = \rho_d(\varepsilon_0 - \varepsilon) = 2700(0.4 - 0.3) = 270\text{kg/m}^3$$

参 考 文 献

1 Nelson and Dahlstrom – *Chem. Eng*, Progr. 53: 320, 1957.

2 Tiller – *Chem. Engrg. Progr*. 51: 282, 1955.

3 Tiller and Crump – *Chem. Engrg. Progr*. 73: 65, Oct. 1977.

4 Tiller, Crump and Ville – *Proceedings of the Second World Filtration Congress (London)*, Sept. 1979.

5 Macías – Machín, A. and Santana, D.F., Calculate Delta P of a Fixed – Bed Filter, *Chemical Engineering*, September 1998, pp. 159 – 162.

❶原文错排为 $\Delta P = (1)(1.293)(0.5)3(8)(190)/0.005 = 96200\text{Pa}$，译者注。

第 15 章　大气污染控制[1]

Louis Theodore 博士
教授
化学工程系
曼哈顿学院
布朗克斯，纽约

15.1　粒子沉降室的效率

一粒子沉降室安装在采用转动炉篦加煤机的小型加热装置内。确定该沉降室在给定的下列操作条件下的总收集率，沉降室尺寸和颗粒大小分布为：

沉降室宽度：10.8ft(3.29m)

沉降室高度：2.46ft(0.75m)

沉降室长度：15.0ft(4.57m)

污染空气流的体积流率：70.6 标准 $ft^3/s(2.00m^3/s)$

烟道气温度：446°F

446°F时的空气流粘度：$1.75\times10^{-5}lb/(ft)(s)[2.60\times10^{-5}(N)(s)/m^2]$

烟道气压力：1atm(101.3kPa)

颗粒浓度：0.23 格林(grains = 0.065g)/ 标准 ft^3(8.13 格林/m^3)

颗粒相对密度：2.65

标准操作条件：32℃，1atm(273K，101.3kPa)

进口处灰尘的颗粒大小分布：

颗粒大小范围/μm	平均颗粒直径/μm	颗粒浓度		
		格林/标准 ft^3	格林/m^3	质量分数(%)
0 ~ 20	10	0.0062	0.219	2.7
20 ~ 30	25	0.0159	0.562	6.9
30 ~ 40	35	0.0216	0.763	9.4
40 ~ 50	45	0.0242	0.855	10.5
50 ~ 60	55	0.0242	0.855	10.5
60 ~ 70	65	0.0218	0.770	9.5
70 ~ 80	75	0.0161	0.569	7.0
80 ~ 94	87	0.0218	0.770	9.5
94 +	94 +	0.0782	2.763	34.0

假定实际的最终沉降速度是 Stokes 定律给出的速度的一半。

[1] 例 15.10 和例 15.11 取自 *Chemical Engineering* 杂志。

【计算步骤】

1. 用 Stokes 定律的最终沉降速度，用颗粒直径 d_p 表示收集率 E 因为实际最终沉降速度假定为 Stokes 定律速度的一半，

$$v_t = gd_p^2\rho_p/(36\mu)$$

和

$$E = v_tBL/q_a \text{❶} = g\rho_pBLd_p^2/(36\mu q_a)$$

式中 v_t——最终速度，ft/s；

g——重力常数，32.2(lbm)(ft)/(s²)(lbf)；

d_p——颗粒直径，ft；

ρ_p——颗粒密度，lb/ft³；

μ——粘度，lb/(ft)(s)；

B——室宽度，ft；

L——室长度，ft；

q_a❷——气体体积流量，实际的 ft³/s。

2. 确定颗粒密度 因为相对密度为 2.65，所以密度为(2.65)(62.4lb/ft³) = 165.4lb/ft³ (2648kg/m³)。

3. 确定实际体积流量 利用 Charles 定律将标准状态温度 T_s 下的流量 q_s 转化为实际温度 T_a 下的流量 q_a：

$$q_a = q_s(T_a/T_s) \text{❸} = 70.6[(446+460)/(32+460)] = 130 \text{ 实际的 ft}^3/\text{s}$$

4. 用 d_p(μm)表示收集率 步骤 1 中提出的收集率方程 d_p 是以 ft 表示的。为将它改写成 d_p 以 μm 表示，注意 1ft 等于 304800μm，因此将前式除以转换因子 304800²。于是，

$$\begin{aligned} E &= g\rho_pBLd_p^2/(36\mu q_a) \\ &= 32.2 \times 165.4 \times 10.8 \times 15d_p^2/(36 \times 1.75 \times 10^{-5} \times 130 \times 304800^2) \\ &= 1.14 \times 10^{-4}d_p^2 \end{aligned}$$

5. 计算题述中给出的每种平均颗粒大小的收集率 运用步骤 4 中的方程，并将答案乘以 100%(为将收集率由小数转化为百分数)，给出如下结果：

平均颗粒直径/μm	收集率/%	平均颗粒直径/μm	收集率/%
10	1.1	65	48
25	7.1	75	64
35	14	87	86
45	23	94	100
55	34		

6. 计算总收集率 总收集率是上一步骤求得的各收集率乘以混合物中对应颗粒大小的质量分数并相加；换言之，

❶原文误排为 v_tBL/q，译者注。
❷原文误排为 q，译者注。
❸原文误排为 $q_a = a_s(T_a/T_s)$，译者注。

$$E = \sum w_i E_i$$

于是，由题述给出的质量分数，

$$E = 0.027 \times 1.1 + 0.069 \times 7.1 + 0.094 \times 14 + 0.105 \times 23 + 0.105 \times 34$$
$$+0.095 \times 48 + 0.070 \times 64 + 0.095 \times 86 + 0.34 \times 100 = 59.0\%$$

相关计算　不遵照上述步骤 5 和 6，也可计算各任意颗粒直径的收集率，将计算结果作图，然后由图读出实际颗粒直径的收集率。

15.2　旋风分离器的效率

进口宽度为 0.5ft(0.15m)，并采用提供 4.5 有效圈数的速率的直径为 2ft(0.62m)的旋风分离器被考虑用于从沙砾干燥器的废气中除去颗粒。进旋风分离器的气体中固含量为 0.5 格林/ft^3(17.7 格林/m^3)，平均颗粒直径为 7.5μm。颗粒相对密度为 2.75。操作温度为 70°F(294K)，在此温度下，空气粘度为 1.21×10^{-5}lb/(ft)(s)[1.80×10^{-5}(N)(s)/m^2]。旋风分离器的进口速度为 50ft/s(15.2m/s)。当地的大气污染管理机构要求旋风分离器出口的最大固体含量为 0.1 格林/ft^3(3.53 格林/m^3)。该旋风分离器能满足此规定吗?

【计算步骤】

1. 计算颗粒密度　因为颗粒相对密度为 2.75，所以颗粒密度 ρ_P 为 2.75×62.4，即 171.6lb/ft^3(2747kg/m^3)。

2. 计算分割直径　给定旋风分离器和给定气体的分割直径 d_{pc} 是旋风分离器的收集效率达到 50%的颗粒的直径。它可由下式求得

$$d_{pc} = \left[\frac{9\mu B_c}{2\pi n_t v_i(\rho_P - \rho)}\right]^{0.5}$$

式中　μ——空气粘度，lb/(ft)(s)；

B_c——旋风分离器进口宽度，ft；

n_t——旋风分离器提供的有效转圈数；

v_i——进口气体速度，ft/s；

ρ_P——颗粒密度，lb/ft^3；

ρ——气体密度，lb/ft^3。

在本案例中，与颗粒密度相比气体密度可忽略，所以可用 ρ_P 代替密度差。于是，

$$d_{pc} = \left[\frac{9 \times 1.21 \times 10^{-5} \times 0.5}{2\pi \times 4.5 \times 50 \times 171.6}\right]^{0.5} = 1.5 \times 10^{-5}\text{ft}$$
$$= 4.57\mu\text{m}$$

3. 计算平均颗粒直径与分割直径之比　于是，$d_p/d_{pc} = 7.5/4.57 = 1.64$。

4. 用 Lapple 曲线确定收集效率　参考图 15.1。对横坐标上的颗粒尺寸比 1.64，由曲线在纵坐标上得到效率为 0.72，或 72%。

5. 确定大气污染控制管理机构要求的收集效率　此效率即为(进口固体含量 – 出口固体含量)/(进口固体含量)。在本案例中，等于(0.5 – 0.1)/0.5，即 0.8 或 80%。

6. 旋风分离器能满足污染控制管理机构的要求吗?　因为要求达到的效率为 80%，而该旋风分离器只能达到 72%的效率，所以该旋风分离器不能满足要求。

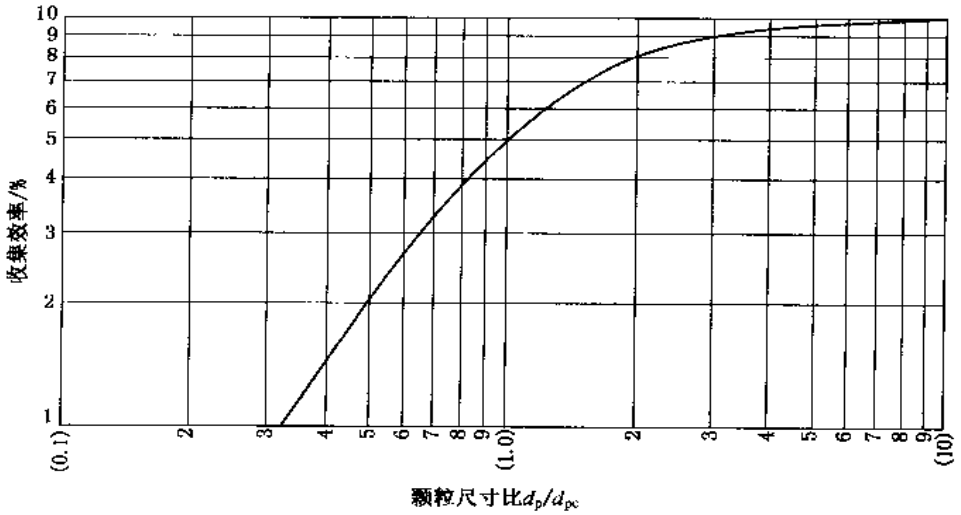


图 15.1 作为颗粒尺寸比函数的收集效率

相关计算 如果旋风分离器采用常规设计，而其进口宽度未给定，假定进口宽度为旋风分离器直径的 1/4 是比较安全的。

不用 Lapple 曲线，也可用下式求解旋风分离器效率

$$E = 1.0/[1.0 + (d_{pc}/d_p)^2]$$

式中 d_{pc}为分割直径，而 d_p 为平均颗粒直径。

15.3 确定静电沉降器的大小

一灰尘型静电沉降器用于清净 100000 实际 ft^3/min(47.2 实际 m^3/s)含颗粒的工业气流。建议的沉降器设计由串连的三组汇流区域组成，每一汇流区域具有相同的收集表面。进口固含率测定为 17.78 格林/ft^3(628 格林/m^3)，而当地大气污染规定允许的最大的出口固含率为 0.08 格林/ft^3(2.8 格林/m^3)(二者体积校正到干标准状态和 50%过量空气)。已在类似装置中测定颗粒的驱进速度，得下列结果：

第一区(进口)：0.37ft/s(0.11m/s)

第二区(中间)：0.35ft/s(0.107m/s)

第三区(出口)：0.33ft/s(0.10m/s)

计算所需的总收集表面。并求出在每一区被捕获的颗粒总质量流率。

【计算步骤】

1. 根据给定的进出口固含率计算要求的总收集效率 E 方程为

$$E = 1 - \text{出口固含率} / \text{进口固含率}$$

于是，

$$E = 1 - 0.08/17.78 = 0.9955 \text{ 或 } 99.55\%$$

2. 计算平均驱进速度 w 于是，$w = (0.37 + 0.35 + 0.33)/3 = 0.35ft/s(0.107m/s)$。

3. 计算需要的总表面积 利用 Deutsch - Anderson 方程

$$E = 1 - \exp(-wA/q)$$

式中　E——收集效率；

w——平均漂移速度；

A——需要表面积；

q——气体流量。

将方程重排为如下形式：

$$A = -\ln(1-E)/(w/q)$$[1]

为使 w 和 q 一致，将 q 由 ft^3/min 转换为 ft^3/s：

$$100000/60 = 1666.7\ ft^3/s$$

那么，

$$A = -\ln(1-0.9955)/(0.35/1666.7) = 25732ft^2(2393m^2)$$

4. 计算每区的收集效率　直接利用 Deutsch－Anderson 方程(见步骤 3)。对第一区，$E_1 = 1-\exp[-25732\times0.37/3\times1666.7] = 0.851$。类似地，求得第二区的 E_2 为 0.835，第三区的 E_3 为 0.817。

5. 计算每一区捕集的颗粒的质量流量 $\dot{m}$　对第一区，方程为

$$\dot{m} = (E_1)(\text{进口固含率})(q)$$

于是，

$$\dot{m} = 0.851\times17.78\times100000 = 1.513\times10^6\ \text{格林/min} = 216.1lb/min(1.635kg/s)$$

对第二区，方程为

$$\dot{m} = (1-E_1)(E_2)(\text{进口固含率})(q)$$

于是，

$$\dot{m} = (1-0.851)\times0.835\times17.78\times100000 = 2.212\times10^5\ \text{格林/min} = 31.6lb/min(0.239kg/s)$$

和对第三区，方程为

$$\dot{m} = (1-E_1)(1-E_2)(E_3)(\text{进口固含率})(q)$$

求得为 5.10lb/min(0.039kg/s)。

捕集的总质量为各区捕集量之和，即 252.8lb/min(1.91kg/s)。在第一区中捕集的质量占 85%并不令人惊奇。

15.4　文丘里洗涤操作的效率

用文丘里洗涤气清洁夹带飞灰的气流，该洗涤器采用每 $1000ft^3$ 实际气体体积对 8.5gal 水的液气比。飞灰颗粒密度为 $43.7lb/ft^3$($700kg/m^3$)。收集系数 k 因子等于 $200ft^3/gal$。喉管速度为 272ft/s(82.9m/s)，气体粘度为 $1.5\times10^{-5}lb/(ft)(s)$ [$2.23\times10^{-5}(N)(s)/m^2$]。颗粒大小分布如下：

$d_{pi}/\mu m$	质量分数 $w_i/\%$	$d_{pi}/\mu m$	质量分数 $w_i/\%$
<0.10	0.01	6.0~10.0	16.0
0.1~0.5	0.21	11.0~15.0	12.0
0.6~1.0	0.78	16.0~20.0	8.0
1.1~5.0	13.0	>20.0	50.0

[1]原文误排为 $A = \ln(1-E)/(w/q)$，译者注。

【计算步骤】

1. 确定平均液滴直径 d_o。 利用 Nukiyama – Tanasawa 方程：

$$d_o = (16400/v) + 1.45(q_L/q_G)^{1.5}$$

式中 d_o 为以 μm 为单位的平均液滴直径，而 v 为以 ft/s 表示的喉管速度。于是，

$$d_o = 16400/272 + 1.45 \times 8.5^{1.5} = 96.23/\mu m = 3.16 \times 10^{-4}ft(9.63 \times 10^{-5}m)$$

2. 用颗粒直径 d_p 表示惯性撞击数 Ψ_1 关系式为

$$\Psi_1 = d_p^2\rho_p v/(9\mu d_o)$$

式中 ρ_p 为颗粒密度(lb/ft³)，μ 为气体粘度[lb/(ft)(s)]。于是，

$$\Psi_1 = d_p^2 \times 43.7 \times 272/(9 \times 1.5 \times 10^{-5} \times 3.16 \times 10^{-4})$$

$$= 2.78 \times 10^{11} d_p^2 \qquad d_p \text{ 单位为 ft}$$

为使上式适合下面的步骤，用以 μm 为单位的 d_p 表示上式，将上式除以 ft·μm 转换因子的平方(因为 d_p 为平方)：

$$2.78 \times 10^{11} d_p^2/(3.048 \times 10^5)^2 = 3.002 d_p^2 \qquad d_p \text{ 单位为 } \mu m$$

3. 用 d_p 表示各收集效滤 利用 Johnstone 方程：

$$E_i = 1 - \exp(-kq_L\Psi_1^{0.5}/q_G)$$

$$= 1 - \exp(-2.94 d_{pi})$$

4. 计算总收集效率 这可按下列步骤完成：(a)确定题树中各颗粒大小范围的中点大小，(b)利用步骤 3 的公式计算对应于中点大小的收集效率，(c)将各收集效率乘以题述中该颗粒大小范围的质量分数，(d)将上述乘积相加。这些步骤如下表所列：

$d_{pi}/\mu m$	E_i	$w_i/\%$	$E_i w_i/\%$
0.05	0.1367	0.01	0.001367
0.30	0.586	0.21	0.123
0.80	0.905	0.78	0.706
3.0	0.9998	13.0	12.998
8.0	0.9999	16.0	16.0
13.0	0.9999	12.0	12.0
18.0	0.9999	8.0	8.0
20.0	0.9999	50.0	50.0

那么，$E = \sum E_i w_i = 99.83\%$。

相关计算 在颗粒非常小，其尺寸趋近流体分子的平均自由程长度的情况中，流体不能再视为连续体；即颗粒可能变得类似于分子。这问题可通过采用将 Cunningham 校正因子用于步骤 2 中惯性撞击数的计算予以补偿。

15.5 袋滤器系统的选择

建议安装一脉冲喷气织物过滤器除去空气流中的颗粒。从下面建议的四种规格中选择最合适的布袋。空气流的体积流量为 10000ft³/min(4.72m³/s)(标准状态为 60°F 和 1atm)，操作

温度为 250℉(394K)，颗粒浓度为 4 格林/ft^3(141 格林/m^3)，平均空气－织物比为(2.5ft^3/min)/ ft^2，要求的收集效率为 99%。

建议的四种布袋的资料如下：

布袋指标	A	B	C	D
抗拉强度	极佳	平均水平之上	尚好	极佳
推荐最高温度/℉	260	275	260	220
每个布袋的费用/$	26.00	38.00	10.00	20.00
标准尺寸	8in × 16ft	10in × 16ft	1ft × 16ft	1ft × 20ft

注：从耐久性的观点看没有一种布袋有优越性。

【计算步骤】

1. 显而易见，不能令人满意的布袋排除在考虑范围之外　布袋 D 不予考虑，因为其推荐的最高温度低于本应用的操作温度。布袋 C 也不予考虑，因为脉冲喷气织物过滤器要求布袋的抗拉强度至少在平均水平之上。

2. 给定流量转化为每分钟实际立方英尺流量　题述流量对应于 60℉，而实际流量 q 是 250℉下的。因此，

$$q = 10000 \times (250 + 460)/(60 + 460) = 13654ft^3/min(6.44m^3/s)$$

3. 确定过滤速率 v_f　空气－织物比为(2.5ft^3/min)/ft^2。单位简化将此值转化为 2.5 ft/min(0.0127m/s)。

4. 计算需要的总过滤面积　这等于实际体积流量(步骤 2)除以过滤速率(步骤 3)。于是，

$$总过滤面积 = 13654/2.5 = 5461.6ft^2(507.9m^2)$$

5. 计算每个布袋可获得的过滤面积　考虑处于操作状态的布袋呈圆柱形，其壁面成过滤面积。因此，过滤面积可由公式 $A = \pi Dh$ 计算，式中 A 为面积，D 为布袋直径，而 h 为布袋高度。可予考虑的二种布袋为布袋 A 和布袋 B。这二种布袋的面积为：

布袋 A　　$A = \pi(8/12) \times 16 = 33.5\ ft^2(3.12m^2)$

布袋 B　　$A = \pi(10/12) \times 16 = 41.9\ ft^2(3.90m^2)$

6. 确定所需的布袋数　所需的总过滤面积为 5461.6ft^2。因此，如果选用布袋 A，需要的布袋数为 5461.6/33.5，即 163 个布袋。如果改用布袋 B，需要的布袋数为 5461.6/41.9，即 130 个布袋。

7. 确定总布袋费用　如果选用布袋 A，总费用为 163 ×（$ 26.00），即 $ 4238。如果改用布袋 B，总费用为 130 ×（$ 38.00），即 $ 4940。

8. 选用最适合的布袋　因为布袋 A 的总费用较布袋 B 少，所以选用布袋 A。

15.6　为有气味的蒸汽确定冷凝器大小

肉类熬炼厂主要由常压蒸汽组成，外加少量不凝性的有气味的气体。此气流先通过一冷凝器除去蒸汽，然后进入焚烧炉或吸附器。估计处理 60000lb/h(7.55kg/s)这种排放气流的冷凝器的尺寸。假定总传热系数为 135Btu/(h)(ft^2)(℉)[765W/(m^2)(K)]，蒸汽的汽化焓为 1000Btu/lb，而进入冷凝器的冷却水温度为 80℉(300K)，而其离开冷凝器的温度为 115℉(319K)。

【计算步骤】

1. 确定冷凝器的热负荷 Q 这等于流量乘以汽化焓：

$$Q = 60000 \times 1000 = 6.0 \times 10^7 \text{Btu/h}(17.6 \times 10^6 \text{W})$$

2. 估计对数平均温差推动力 公式为 $LMTD = (t_g - t_l)/\ln(t_g/t_l)$[1]，式中 $LMTD$ 为对数平均温差，t_g 为蒸汽和冷却水的最大温差，t_l 为它们的最小温差。最大温差为(212 - 80)，即 132；最小温差为(212 - 115)，即 97。因此，$LMTD = (132 - 97)/\ln(132/97) = 113.6°\text{F}$。

3. 计算所需的冷凝器面积 公式为 $A = Q/[U(LMTD)]$，式中 A 为面积，Q 为热负荷，U 为总传热系数。于是，$A = 6.0 \times 10^7/(135 \times 113.6)$，即 $3912\text{ft}^2(363.8\text{m}^2)$。

相关计算 冷凝器的综合设计程序，包括几个应用实例原由作者开发，并可在作者的几篇 *Theodore Tutorials*(西奥多论文)中找到。参考本书讨论传热问题的第 7 章。

注：本节材料是作者的原始材料。其中有些未经授权已在别处发表。

15.7 挥发性有机化合物吸附器所用吸附剂的数量

确定处理被三氯乙烯(TCE)污染的脱脂剂 - 通风气流的吸附塔中吸附剂的高度。设计和操作数据如下：

污染空气体积流量：$10000\text{ft}^3/\text{min}(4.72\text{m}^3/\text{s})$，标准状态为 60°F 和 1atm

操作温度：70°F(294K)

操作压力：20psia(138kPa)

吸附剂：活性炭

活性炭堆密度：$36\text{lb/ft}^3(576\text{kg/m}^3)$

活性炭工作容量：每 100lb 活性炭 28lb TCE

TCE 进口浓度：2000ppm

TCE 相对分子质量：131.5

吸附塔为内径 6ft(1.8m)、高度 15ft(4.57m)的直立圆筒。它按如下周期操作：4h 吸附，2h 加热脱附，1h 冷却，1h 备用。当第一个吸附塔不处于吸附操作状态时，另一个同样的塔处理受污染的气体。系统要求按质量计 TCE 的回收率为 99.5%。

【计算步骤】

1. 确定污染气流的实际体积流量 题述的流量对应于 60°F 和 1atm，至于实际流量 q 是在 70°F 和 20psig 下。因此，

$$q = 10000[(70 + 460)/(60 + 460)][14.7/20]$$
$$= 7491 \text{ 实际 } \text{ft}^3/\text{min}, \text{ 或 } 4.5 \times 10^5 \text{ 实际 } \text{ft}^3/\text{h}(3.54 \text{ 实际 } \text{m}^3/\text{s})$$

2. 计算 TCE 的实际体积流量 该体积流量 q_{TCE} 等于 TCE 的进口浓度 y_{TCE} 乘以气体流量。于是，

$$q_{TCE} = (y_{TCE})(q) = (2000 \times 10^{-6})(4.5 \times 10^5)$$
$$= 900 \text{ 实际 } \text{ft}^3/\text{h}(0.007\text{m}^3/\text{s})$$

3. 将 TCE 的体积流量转化为质量流量 为进行转化，重排理想气体定律，记住质量等于摩尔数乘以相对分子质量。于是，以 lb/h 表示的质量流量 $\dot{m}$ 等于 $q_{TCE}(PM/RT)$，式中 P

[1]原文误排为 $LMTD = (t_g - t_l)/\ln(t_g - t_l)$，译者注。

为压力，M 为相对分子质量，T 为绝对温度，和 R 为气体常数。因此，

$$\dot{m} = (900)(131.5)/(10.73)(70+460) = 416.2\text{lb/h}(0.052\text{kg/s})$$

4. 确定 4h 内被吸附的 TCE 质量　这等于要求的吸附程度乘以 4h 内将通过系统的 TCE 的量：

$$\text{被吸附的 TCE} = (416.2\text{lb/h})(4\text{h})(0.995) = 1656.6\text{lb}$$

5. 计算需要的活性炭体积　为获得此体积 v_{AC}，将要被吸附的 TCE 量除以活性炭的吸附容量，再通过考虑活性炭的堆密度将质量转化为体积：

$$v_{AC} = (\text{要被吸附的 TCE})/(28\text{lbTCE}/100\text{lb 活性炭})(\text{堆密度})$$

$$= (1656.6)/(28/100)(36) = 164\text{ft}^3(4.64\text{m}^3)$$

6. 求取吸附器中需要的活性炭高度　高度 z 等于活性炭体积除以塔的横截面积：

$$z = 164/[\pi(D^2/4)] = 164/[\pi(6^2/4)] = 5.8\text{ft}(1.77\text{m})$$

注：本节材料是作者的原始材料。其中有些未经授权已在别处发表。

15.8　加力燃烧室的性能

建议采用燃烧天然气的直接火焰加力燃烧室煅烧石印术装置排出气体中的甲苯。该加力燃烧室系统如图 15.2 所示。300°F(422K)的排出气的流量为 7000ft³/min (3.30m³/s)(标准状态)，标准状态为 60°F 和 1atm；甲苯量为 30lb/h(0.0038kg/s)。通过加力燃烧室的预热器后，气体在 738°F (665K)进入加力燃烧室。加力燃烧室实质上为一水平圆筒，直径为 4.2ft (1.28m)，长度为 14ft(4.27m)；可以假定引起的热损失超过计算热负荷的 10%。离开加力燃烧室的气体温度为 1400°F(1033K)。

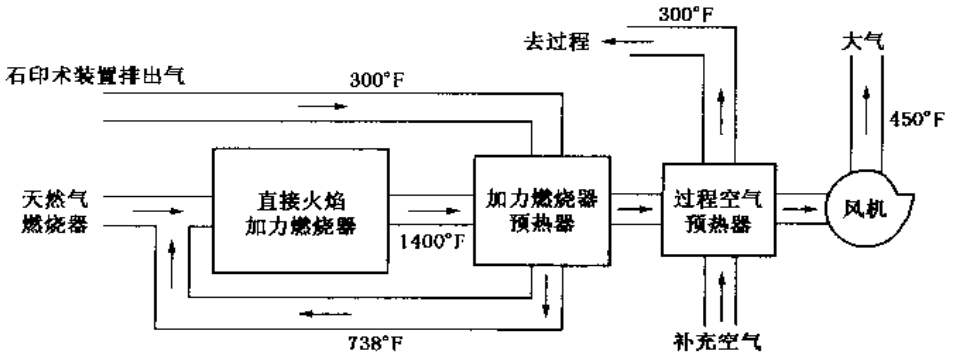


图 15.2　燃烧天然气的加力燃烧室(例 15.8)

在审查该装置的计划时，当地的大气污染控制机构由经验知道为了满足排放标准，加力燃烧室必须在 1300～1500°F之间操作，在燃烧室中的停留时间必须在 0.3～0.5s 之间，而在燃烧室中的速度必须为 20～40ft/s。此加力燃烧室能否满足这三个判据？

采用下列数据：

天然气的总热值：1059Btu/ft³(标准状态)

燃烧标准状态/ft³ 天然气产生的燃烧产物的体积：11.5ft³(每立方米产生 11.5m³)

在 738～1400°F之间可由天然气获得的平均热量：600 Btu/ft³(22400kJ/m³)

甲苯相对分子质量：92

在0～738°F之间排出气体的平均比热容 C_{P1}：7.12Btu/(lb·mol)(°F)［29.8 kJ/(kg·mol)(K)］

在0～1400°F之间排出气体的平均比热容 C_{P2}：7.38Btu/(lb·mol)(°F)［30.9 kJ/(kg·mol)(K)］

燃烧天然气所需的空气体积：10.33ft³ 空气/ft³ 天然气(10.33m³ 空气/m³ 天然气)

【计算步骤】

1. 将气体流量转化到摩尔基准 因为1lb·mol气体在32°F、1atm下占据359ft³体积，在60°F时占据的体积将为350×[(460+60)/(460+32)]，即379ft³。因此，气体的实际摩尔流量 $\dot{n}$ 为(7000ft³/min)/(379ft³/lb·mol)，即18.47lb·mol/min (0.139kg·mol/s)。

2. 计算将气流温度由738°F提高到1400°F需要的总热负荷(加热速率) 因为给出的热容数据是以0°F为基准的，所以计算热负荷 Q 必须先将气体由738°F冷却到0°F，然后由0°F加热到1400°F。于是，

$$Q = \dot{n}[C_{P2}(1400-0) - C_{P1}(738-0)]$$

$$= 18.47 \times (7.38 \times 1400 - 7.12 \times 738) = 93790\text{Btu/min}(1648\text{kW})$$

3. 考虑10%的热损失，确定实际需要的热负荷 于是，实际热负荷 $= 1.1Q = 1.1 \times 93790 = 103169$Btu/min(1648kW)。

4. 求为满足上述热负荷需要的天然气流量 这即为所需热负荷除以可获得的热量。于是，

$$\text{天然气流量} = 103169/600 = 171.9\text{ft}^3/\text{min}(0.081\text{m}^3/\text{s})$$

5. 确定天然气燃烧产物的体积流量 此流量 q_1 等于天然气流量乘以每标准立方英尺天然气产生的燃烧产物体积。于是，

$$q_1 = 171.9 \times 11.5 = 1976\text{ft}^3/\text{min}(0.932\text{m}^3/\text{s})$$

注意数值11.5已考虑了天然气燃烧所需的空气。

6. 计算通过加力燃烧器的总体积流量 总流量 q_T 等于石印术装置排出气体流量加步骤5的燃烧产物流量。于是，

$$q_T = 7000 + 1976 = 8976\text{ft}^3/\text{min}(4.233\text{m}^3/\text{s})$$

为后续步骤，此数值必须转化为每分钟实际立方英尺。因为加力燃烧器在1400°F操作，这等于8976×[(1400+460)/(60+460)]，即32106ft³/min(15.14m³/s)。

7. 确定加力燃烧器的横截面积 因为横截面是圆，面积 $S = \pi D^2 2/4$，式中 D 是加力燃烧器直径。于是，$S = \pi \times 4.2^2/4 = 13.85\text{ft}^2(4.22\text{m}^2)$。

8. 计算通过加力燃烧器的速度 此速度 u 等于实际体积流量除以横截面积。于是，$u =$ (32106实际 ft³/min)/(13.85ft²) = 2318ft/min(38.6ft/s)。❶

9. 求取加力燃烧器内的停留时间 停留时间 t 等于容器长度除以速度。于是，$t = 14/38.6 = 0.363$s。

10. 确定加力燃烧器是否满足污染控制机构的判据 加力燃烧器在1400°F(1033K)操作，所以满足温度判据。停留时间为0.363s满足停留时间判据。气体通过容器的速度为38.6ft/s (11.8m/s)，满足速度判据。于是，三个判据全部满足。

❶此步骤原文误排为步骤9的内容，译者注。

相关计算　关于天然气流量的确定在 Theodore 和 Reynolds 著的 Wiley－Interscience 教材 *Introduction to Hazardous Waste Incineration* 中作了更详尽的讨论。

注：本节材料是作者的原始材料。其中有些未经授权已在别处发表。

15.9　气体清洁吸收器大小的初步确定

描述如何在缺乏污染气体性质的详细资料，而只知道吸收剂为水(或性质类似于水)和污染物与吸收剂具有强亲和性的条件下，粗略估计为达到给定的气体清净程度所需的乱堆填料吸收塔的直径和高度。

【计算步骤】

1. 估计塔的直径　利用通过塔的表观气速(即假定为空塔时的速度)应为 3～6ft/s (1～2m/s)的经验规则。例如，如果假定速度为 4ft/s，那么塔的横截面积 S 等于污染气体的实际体积流量除以 4。那么塔径可由公式 $D=(4S/\pi)^{0.5}$求得。

为进行说明，假定实际体积流量为 60 ft^3/s(1.7m^3/s)。那么，适当的横截面积为 60/4，即 15ft^2(1.4m^2)，而适当的直径为$(4\times15/\pi)^{0.5}$，即约 4.4ft(1.5m)。考虑到所给表观气速的指导原则不是精确的，将直径圆整为 4 ft 是合适的。

2. 选择塔的填料尺寸　如果 D 约为 3 ft(1m)，采用直径为 1in 的填料。如果 D 小于 3ft，采用较小的填料；如果 D 大 3ft，采用较大的填料。

继续步骤 1 的说明，因为塔径约为 4ft，采用大于 1in 的填料，例如 1.5in 的填料。

3. 估计塔的高度　吸收塔的高度等于气相传质单元高度 H_{OG}与所需的传质单元数 N_{OG}的乘积。将此乘积再乘以 1.25～1.50 的安全因子也属审慎的做法。

因为缺乏平衡数据，假定平衡线(关于平衡线的讨论见第 11 章)斜率趋近零。对大多数优先吸收污染物(或与污染物反应)的溶剂，此假定并不是不合理的。对这种情况，N_{OG}值接近 $\ln(y_1/y_2)$，式中 y_1 和 y_2 分别为进口和出口浓度。因此，如果要求的气体清洁程度为 99%，那么 $N_{OG}=\ln[1/(1-0.99)]=4.61$。

至于 H_{OG}，因为溶剂是水或类似于水，利用水溶液系统通常遇到的数据：

填料直径/in	塑料填料的 H_{OG}/ft	陶瓷填料的 H_{OG}/ft
1.0	1.0	2.0
1.5	1.25	2.5
2.0	1.5	3.0
3.0	2.25	4.5
3.5	2.75	5.5

继续步骤 2 的说明。假定需要的清洁度实际上为 99%[1]，采用 1.5in 的陶瓷填料，以及在高度计算中安全因子采用 1.4。那么，估计塔高等于(安全因子)(N_{OG})(H_{OG})，即 $1.4\times4.61\times2.5$，或 16ft(4.9m)。

相关计算　除了关于表观速度的经验规则(步骤 1)，关于通过吸收塔的质量流量的类似指导原则也是知道的。对塑料填料，液体和气体的流量通常都为每平方英尺塔横截面积 1500～2000lb/h；对陶瓷填料，相应数值范围为 500～1000lb/h。

[1]原文误排为 90%，译者注。

至于气体通过填料的压降的粗略估计，大约为每英尺填料 0.15～0.4in 水柱。

关于吸收的更详细讨论，见第 11 章。

注：本节材料是作者的原始材料。其中有些未经授权已在别处发表。

15.10 估计意外排放的危害距离

硫化氢在夜间被从一位于市区的工厂的 15m 高的排气口以 2kg/s 的流量意外排放。风速为 3m/s。如果值得关注的硫化氢有害浓度为 0.042mg/L(42mg/m³)，估计此次排放的危害距离。

【计算步骤】

1. 确定不考虑排放高度和风速的危害距离 *HD* 利用公式：$HD = 16800(Q_1/C_1)^{0.73}$，式中 Q_1 为单位为 kg/s 的排放速度，C_1 为单位为 mg/m³ 的有害物质的着地浓度，而 *HD* 的单位为 m。于是，$HD = 16800(2/42)^{0.73} = 1820$m。

2. 确定考虑排放高度的校正因子 高度校正因子为 $1.12 - 0.014H$，式中 H 为以 m 表示的高度，假定 H 在 10～20m。在本案例中，校正因子为 $1.12 - 0.014 \times 15 = 0.91$。

3. 确定风速校正因子 步骤 1 的结果假定(晚间)风速为 1.5m/s。为对其它风速进行校正，校正因子等于 $1.32U^{-0.68}$，式中 U 为风速。在本案例中，校正因子为 $1.32 \times 3^{-0.68} = 0.62$。

4. 确定对高度和风速校正后的危害距离 由步骤 1、2 和 3，结果如下：

$$1820 \times 0.91 \times 0.62 = 1027\text{m}$$

相关计算 对白天从高排放口排放，步骤 1 中方程为 $HD = 2431(Q_1/C_1)^{0.65}$，而高度校正因子(对 10～20m 高度)为 $1.09 - 0.0096H$；和对 5m/s 以外的风速(不是 1.5m/s 以外)，校正因子等于 $2.85(U^-)^{-0.65}$[1]。需要更多的资料，参见 *Chemical Engineering*，August 1998，pp.121ff。关于计算由火焰排放的未燃烧气体的着地浓度的资料，见例 15.11。

15.11 按未燃可燃性气体的着地浓度

如果可燃气体未经燃烧由火焰意外排放，至大气的排放速度 Q 为 200000lb/h (25200g/s)，出口速度 V_{ex} 为 275ft/s(83.8m/s)，火舌直径 d 为 1.5ft(0.46m)，估计最高着地浓度。烟囱高度为 200ft(61m)。假定风速 U 为 10ft/s(3.1m/s)。气体的相对分子质量 M_W 为 54。

【计算步骤】

1. 计算动量烟流抬升高度(由气体出口速度造成的烟流抬升)ΔH 利用公式 $\Delta H = 3dVex/U$。于是，$\Delta H = 3 \times 0.46 \times 83.8/3.1 = 37.3$m

2. 计算有效烟囱高度 *H′* 利用公式

$$H' = H + \Delta H = 61 + 37.3 = 98.3\text{m}$$

3. 估计单位为 g/m³ 的最高着地浓度 利用近似公式 $C = 0.23Q/(U \times H'^2)$，式中 C 为 g/m³，Q 为 g/s，U 为 m/s，和 H' 为 m。于是，$C = 0.23 \times 25200/(3.1 \times 98.3^2) = 0.19\text{g/m}^3$[2] 或 190mg/m³

4. 将结果转化为百万分数(ppm)。利用公式

[1] 原文误排为 $2.85(U^-) - 0.65$，译者注。

[2] 原文误排为 19g/m³，译者注。

百万分数(ppm) = [mg/m^3][24.45/(相对分子质量)]

子是，　　百万分数 = 190 × (24.45/54) = 86ppm

相关计算　需要更多的资料，参见 *Chemical Engineering*，December，pp.133ff。有关有害污染源意外排放的着地危害距离的计算参见例 15.10。

参 考 文 献

1 Theodore and Feldman – *Theodore Tutorial: Air Pollution Control Equipment for Particulates*, Research – Cottrell.

2 Theodore, Reynolds, and Richman – *Theodore Tutorial: Air Pollution Control Equipment for Gaseous Pollutants*, *Research – Cottrell*.

3 Theodore and McGuinn – *U.S. EPA Instructional Problem Workbook:: Air Pollution Control Equipment*.

4 Air Pollution Control Equipment: Selection, Design, Operation and Maintenance, ETS International(Roanoke, VA).

5 Theodore, Reynolds, and Taylor – *Accident and Emergency Management*, *Wiley – Interscience*.

6 Theodore and McGuinn – *Pollution Prevention*, *Van Nostrand Reinhold*.

7 Theodore, personal notes.

8 Kumar, A., Estimating Hazard Distance from Accident Releases, *Chemical Engineering*, August 1998, pp.121 – 128.

9 Kumar, A., Design and Operate Flares Safely, *Chemical Engineering*, December 1998, pp.133 – 138.

第 16 章　水污染控制[1]

16.1　固体数据分析

对取自污水处理装置进水口的的污水样品，获得下列实验结果：

蒸发皿毛重 = 53.5433g

蒸发皿加 105℃蒸发后的残渣质量 = 53.5794g

蒸发皿加 550℃灼烧后的残渣质量 = 53.5625g

105℃干燥后 Whatman GF/C 过滤器毛重 = 1.5433g

105℃干燥后 Whatman GF/C 过滤器和残渣质量 = 1.5554g

550℃灼烧后 Whatman GF/C 过滤器和残渣质量 = 1.5476g

所有试验都用 50mL 样品完成。确定总固体、总挥发固体、悬浮固体、挥发悬浮固体、总溶解固体和总挥发溶解固体浓度。用于固体分析的样品都被蒸发、干燥或灼烧至恒重。

【计算步骤】

1. 确定总固体

$$TS = \frac{(\text{蒸发皿加残渣质量,g}) - (\text{蒸发皿质量,g})}{\text{样品体积,L}}$$

$$= \frac{[(53.5794 - 53.5433)\text{g}](10^3\text{mg/g})}{0.050\text{L}} = 722\text{mg/L}$$

2. 确定总挥发固体

$$TVS = \frac{(\text{蒸发皿加残渣质量,g}) - (\text{蒸发皿加灼烧后残渣质量,g})}{\text{样品体积,L}}$$

$$= \frac{[(53.5794 - 53.5625)\text{g}](10^3\text{mg/g})}{0.050\text{L}} = 338\text{mg/L}$$

3. 确定总悬浮固体

$$TSS = \frac{(\text{干燥后过滤器上的残渣质量,g}) - (\text{干燥后过滤器皮重质量,g})}{\text{样品体积,L}}$$

$$= \frac{[(1.5554 - 1.5433)\text{g}](10^3\text{mg/g})}{0.050\text{L}} = 242\text{mg/L}$$

4. 确定挥发悬浮固体

$$VSS = \frac{(\text{干燥后过滤器上的残渣质量,g}) - (\text{灼烧后过滤器上的残渣质量,g})}{\text{样品体积,L}}$$

$$= \frac{[(1.5554 - 1.5476)\text{g}](10^3\text{mg/g})}{0.050\text{L}} = 156\text{mg/L}$$

5. 确定总溶解固体

$$TDS = TS - TSS = 722 - 242 = 480\ \text{mg/L}$$

[1]本章材料取自 Metcalf and Eddy, *WasteWater Engineering*, 4th Edition, McGraw-Hill.

6. 确定挥发溶解固体

$$VDS = TVS - VSS = 338 - 156 = 182\ \text{mg/L}$$

16.2　气体浓度单位的转换

从废水强制主管(即加压污水管)排出的气体发现含 9ppm(按体积)硫化氢(H_2S)。确定标准状态下(0℃，101.325kPa)以 $\mu g/m^3$ 和 mg/L 表示的浓度。H_2S 的相对分子质量为 34.08。

【计算步骤】

1. 计算以 m^3 表示的浓度　根据理想气体定律，下列关系式可用于以 ppm 和 $\mu g/m^3$ 表示的浓度的转化：

$$\rho = \frac{(\text{浓度,ppm})(m_w,\text{g/mol 气体})(10^6\mu\text{g/g})}{(22.414\times10^{-3}\text{m}^3/\text{mol 气体})}$$

现在，$9\text{ppm} = 9\text{m}^3/10^6\text{m}^3$，所以

$$\rho = \left(\frac{9\text{m}^3}{10^6\text{m}^3}\right)\left(\frac{34.08\text{g/mol}H_2S}{(22.414\times10^{-3}\text{m}^3/\text{mol}H_2S)}\right)\left(\frac{10^6\mu\text{g}}{\text{g}}\right) = 13693\mu\text{g/m}^3$$

2. 计算 mg/L 表示的浓度　以 mg/L 表示的浓度为

$$\left(\frac{13693\mu\text{g}}{\text{m}^3}\right)\left(\frac{1\text{mg}}{10^3\mu\text{g}}\right)\left(\frac{1\text{m}^3}{10^3\text{L}}\right) = 0.0137\text{mg/L}$$

相关计算　如果气体浓度(mg/L)不是在标准状态下测定的，在转化单位为 ppm 以前，必须用理想气体定律将浓度校正到标准状态。

16.3　氧在水中的饱和浓度

在 1atm 和 20℃下，与干空气接触的水中氧的饱和浓度是多少?

【计算步骤】

1. 确定空气中氧的分压 p_g　按体积计，干空气中含约 21%氧。因此，$p_g = 0.21\text{mol}\ O_2/\text{mol}$ 空气。

2. 求氧在水中的摩尔分数 x_g　由表 16.1，20℃时 Henry 常数为

$$H = 4.11\times10^4\ \frac{\text{atm(mol 气体/mol 空气)}}{\text{(mol 气体/mol 水)}}$$

表 16.1　20℃时的 Henry 定律常数、无因次 Henry 定律常数和温度系数

参　数	Henry 常数/atm	Henry 常数 无因次	温度系数	
			A	B
空气	66400	49.68	557.60	6.724
氨	0.75	5.61×10^{-4}	1887.12	6.315
二氧化碳	1420	1.06	1012.40	6.606
一氧化碳	53600	40.11	554.52	6.621
氯	579	0.43	875.69	5.75
二氧化氮	1500	1.12	1041.77	6.73
氢	68300	51.10	187.04	5.473
硫化氢	483	0.36	884.94	5.703
甲烷	37600	28.13	675.74	6.880
氮	80400	60.16	537.62	6.739
氧	41100	30.75	595.27	6.644
臭氧	5300	3.97	1268.24	8.05
二氧化硫	36	2.69×10^{-2}	1207.85	5.68

来源：部分取自 montgomery(1985)，Cornwell(1990)，和 Hand et al.(1998).

x_g 的值为

$$x_g = \frac{P_T}{H} P_g$$

式中 P_T 等于总压。所以，

$$x_g = \frac{1.0\text{atm}}{4.11 \times 10^4 \dfrac{\text{atm(mol 气体 /mol 空气)}}{\text{(mol 气体 /mol 水)}}} (0.21\text{mol 气体 /mol 空气})$$

$$= 5.11 \times 10^{-6}\text{mol 气体 /mol 水}$$

3. 求每升中氧的摩尔数 n_g 1L 水含 1000g/(18g/mol) = 55.6mol，于是，

$$\frac{n_g}{n_g + 55.6} = 5.11 \times 10^{-6}$$

因为 1L 水中溶解的氧的量远小于水的量，$n_g + 55.6 \approx 55.6$

所以

$$n_g \approx (55.6)5.11 \times 10^{-6}$$

$$\approx 2.84 \times 10^{-4}\text{mol } O_2/\text{L}$$

4. 确定氧的饱和浓度

$$C_s \approx \frac{(2.84 \times 10^{-4}\text{mol}O_2/\text{L})(32\text{g/mol}O_2)}{1\text{g}/10^3\text{mg}}$$

$$\approx 9.09\text{mg/L}$$

16.4 由实验室数据确定生物化学需氧量(BOD)

在对废水样品进行的接种 5 天的 BOD 试验中，15mL 废水样品被直接加入 300 mL 的 BOD 培育瓶。稀释样品的初始溶氧水平 D_1 是 8.8mg/L，而 5 天后的最终溶氧水平 D_2 是 1.7mg/L。对应的接种稀释水的初始和最终溶氧水平 B_1 和 B_2 分别是 9.1 和 7.9 mg/L。废水样品的 5 天 BOD(BOD_5)是多少？

【计算步骤】

利用方程

$$BOD_5(\text{mg/L}) = \frac{(D_1 - D_2) - (B_1 - B_2)f}{P}$$

式中 f 为样品中的接种稀释废水在培养液中的体积分数，而 P 为废水样品体积除以总体积。那么

$$f = (300 - 15)/300 = 0.95$$

$$P = 15/300 = 0.05$$

$$BOD_5 = \frac{(8.8 - 1.9) - (9.1 - 7.9) \times 0.95}{0.05} = 115.2\text{mg/L}$$

16.5 理论需氧量(ThOD)的计算

采用下列假定确定甘氨酸[$CH_2(NH_2)COOH$]的 ThOD：

(1) 在第一步中，有机碳和氮被分别转化为二氧化碳(CO_2)和氨(NH_3)。

(2) 在第二和第三步中，氨被相继氧化为亚硝酸盐和硝酸盐。

(3) ThOD 是所有步骤需氧量之和。

【计算步骤】

1. 写出碳的需氧量衡算反应

$$CH_2(NH_2)COOH + \frac{3}{2}O_2 \longrightarrow NH_3 + 2CO_2 + H_2O$$

2. 写出氮的需氧量衡算反应

$$NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \longrightarrow HNO_2 + H_2O$$

$$HNO_2 + \frac{1}{2}O_2 \longrightarrow HNO_3$$

$$NH_3 + 2O_2 \longrightarrow HNO_2 + H_2O$$

3. 确定 ThOD

$$\begin{aligned} ThOD &= (3/2 + 4/2)molO_2/mol\ 甘氨酸 \\ &= 7/2molO_2/mol\ 甘氨酸 \times 32g/molO_2 \\ &= 112g\ O_2/mol\ 甘氨酸 \end{aligned}$$

16.6　BOD 持续不变的质量负荷值的开发

为设计流量为 $1m^3/s$(22.8Mgal/d)的处理厂开发持续不变的峰值质量负荷曲线。假定长期的日平均 BOD 浓度为 $200g/m^3$。

【计算步骤】

1. 计算 BOD 日质量负荷值　BOD 日质量负荷 $= \dfrac{(200g/m^3)(1m^3/s)(86400s/d)}{(10^3g/kg)} =$ 17280kg/d

2. 构造计算表　建立发展用于获得持续不变的 BOD 峰值质量负荷曲线所需资料的计算表(见下表)。

持续不变峰值时间/d (1)	峰值因子① (2)	BOD 峰值质量负荷/(kg/d) (3)	总质量负荷/kg② (4)
1	2.4	41472	41472
2	2.1	36288	72576
3	1.9	32832	98496
4	1.8	31104	124416
5	1.7	29376	146880
10	1.4	24192	241920
15	1.3	22464	336960
20	1.25	21600	432000
30	1.21	19872	596160
365	1.0	17280	

① a 取自图 16.1a。

② 第 1 列 × 第 3 列 = 第 4 列。

3. 获得峰值因子和质量负荷速率 由图 16.1a 获得用于持续不变的 BOD 峰值负荷速率的峰值因子，并确定不同时间段的持续不变的质量负荷速率[见表列(1)、(2)和(3)]。

4. 发展用于持续不变的质量负荷曲线的数据并准备标绘所得的数据 见图 16.2。

对本例标绘曲线解释如下。如果持续不变的峰值负荷时段延续 10 天，10 天中处理装置

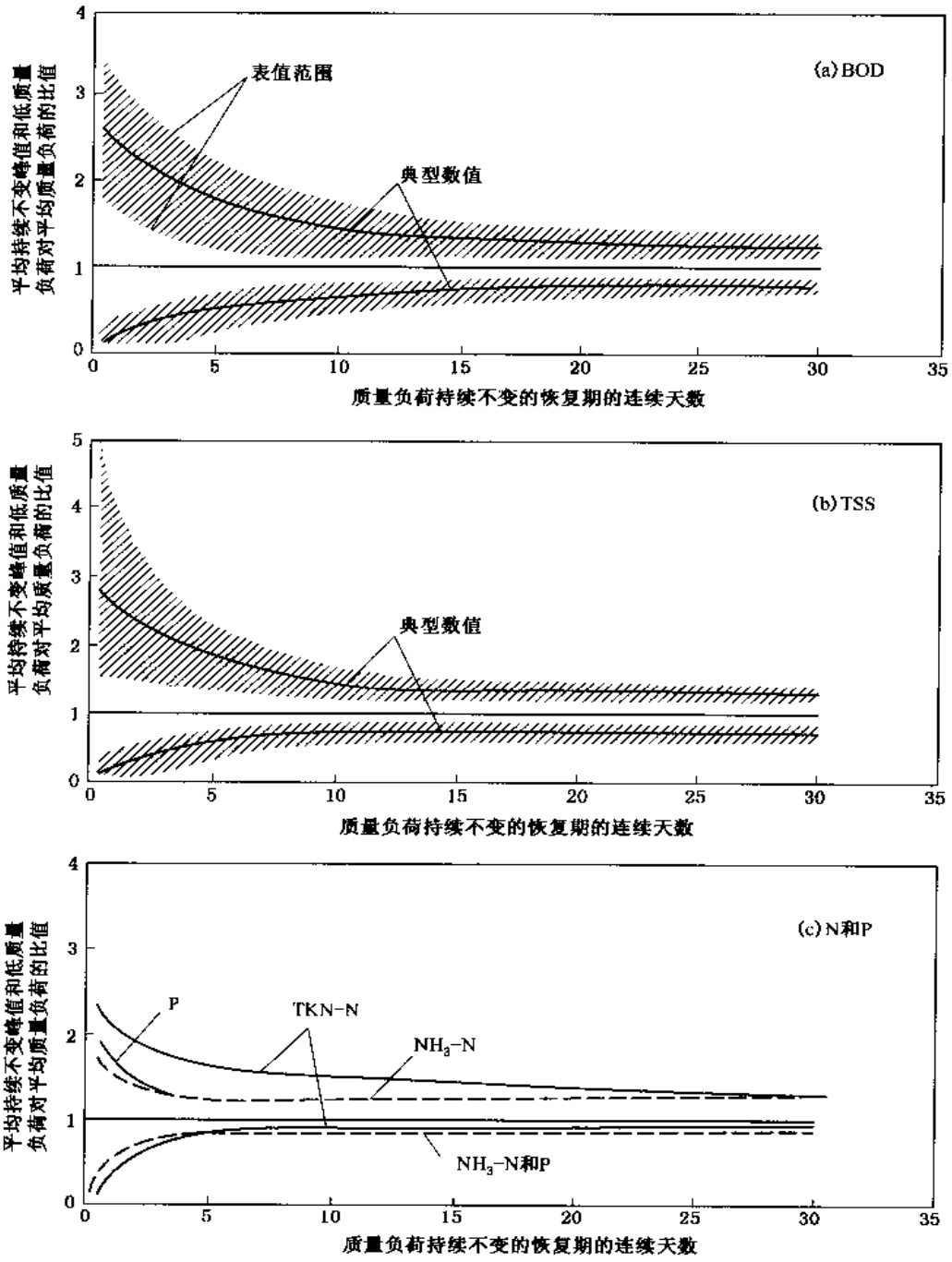


图 16.1 平均峰值和低组分质量负荷与(a)BOD，(b)TSS 和(c)氮和磷的平均质量负荷的比值的典型数据

接受的 BOD 总量为 241695kg。对持续不变的峰值时段 1 天和 2 天，对应的量分别为 41401kg 和 72451kg。这类例子的计算可用个人计算机的表格程序完成。

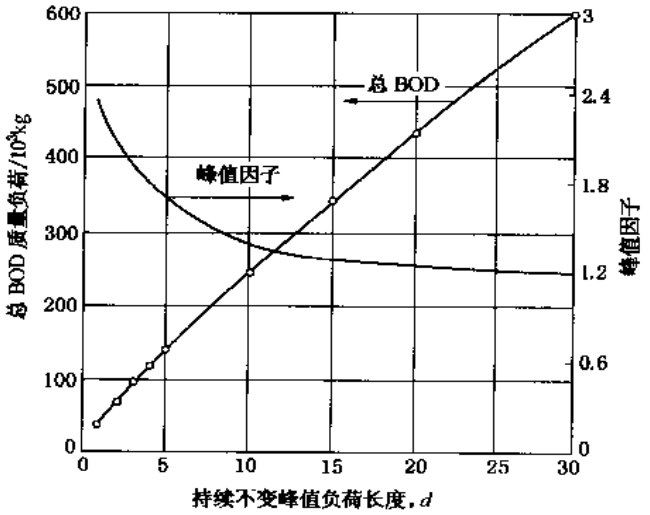


图 16.2　峰值因子和总 BOD 对持续不变的峰值负荷的延续时间

16.7　粗筛中压头损失的构成

当 50%的流动面积由于粗固体颗粒的累积而被堵塞时，确定通过格栅的压头损失 h 的构成。假定下列条件适用：

闭合速度，$v = 0.6\text{m/s}$

通过清洁格栅的速度，$V = 0.9\text{m/s}$

流动通过清洁格栅的开孔面积 $= 0.19\text{m}^2$

清洁格栅的压头损失系数，$C = 0.7$

【计算步骤】

1. 计算清洁水通过格栅的压头损失　利用方程

$$h_L = \frac{1}{C}\left(\frac{V^2 - v^2}{2g}\right)$$

式中 g 为重力加速度，得到

$$h_L = \frac{1}{0.7}\left[\frac{(0.9\text{m/s})^2 - (0.6\text{m/s})^2}{2(9.81\text{m/s}^2)}\right] = 0.033\text{m}$$

2. 估计通过堵塞格栅的压头损失　筛分面积减少 50%导致速度加倍。通过堵塞格栅的速度为

$$V_c = 0.9\text{m/s} \times 2 = 1.8\text{m/s}$$

假定堵塞格栅的流动系数约为 0.6，估计的压头损失为

$$h_L = \frac{1}{0.6}\left[\frac{(1.8\text{m/s})^2 - (0.6\text{m/s})^2}{2(9.81\text{m/s}^2)}\right] = 0.24\text{m}$$

相关计算　在采用机械清理粗筛的场合，清理机理通常为构成压头损失的原因所决定。压头损失通过测量筛前后的水位确定。在某些情况下，按预先确定的时间间隔和最大压差对

筛进行清理。

16.8 流率均化体积要求的确定和对 BOD 质量负荷值的影响

对下表给出的流率和 BOD 浓度数据，确定：(1)为使流率均化需要的在线储存体积，(2)流率均化对 BOD 质量负荷率的影响。

时间段	给定数据		导出数据	
	在此时期内的平均流率/(m^3/s)	在此时期内的平均 BOD 浓度/(mg/L)	在此时期结束时的累计体积流量/m^3	在此时期内的 BOD 质量负荷/(kg/h)
M～1	0.275	150	990	149
1～2	0.220	115	1782	91
2～3	0.165	75	2376	45
3～4	0.130	50	2844	23
4～5	0.105	45	3222	17
5～6	0.100	60	3582	22
6～7	0.120	90	4014	39
7～8	0.205	130	4752	96
8～9	0.355	175	6030	223
9～10	0.410	200	7506	295
10～11	0.425	215	9036	329
11～N	0.430	220	10584	341
N～1	0.425	220	12114	337
1～2	0.405	210	13572	306
2～3	0.385	200	14958	277
3～4	0.350	190	16218	239
4～5	0.325	180	17388	211
5～6	0.325	170	18588	199
6～7	0.330	175	19746	208
7～8	0.365	210	21060	276
8～9	0.400	280	22500	403
9～10	0.400	305	23940	439
10～11	0.380	245	25308	335
11～M	0.345	180	26550	224
平均	0.307			213

注：$m^3/s \times 35.3147 = ft^3/s$；$m^3 \times 35.3147 = ft^3$；$mg/L = g/m^3$。

【计算步骤】

1. 确定为达到流量均化所需的储槽体积 第一步是导出以 m^3 表示的废水流量的累计体积曲线。累计体积曲线由将每小时的平均流量(q_i)转化为立方米得到的，利用下式

$$体积(m^3) = (q_i,\ m^3/s)(3600s/h)(1.0h)$$

然后将小时流量数值累加获得累计体积流量。例如，对表中的最先二时间段，对应的小时体

积如下：

$$V_{M\sim1} = (0.275\text{m}^3/\text{s})(3600\ \text{s/h})(1.0\text{h}) = 990\text{m}^3$$

$$V_{1\sim2} = (0.220\text{m}^3/\text{s})(3600\ \text{s/h})(1.0\text{h}) = 792\text{m}^3$$

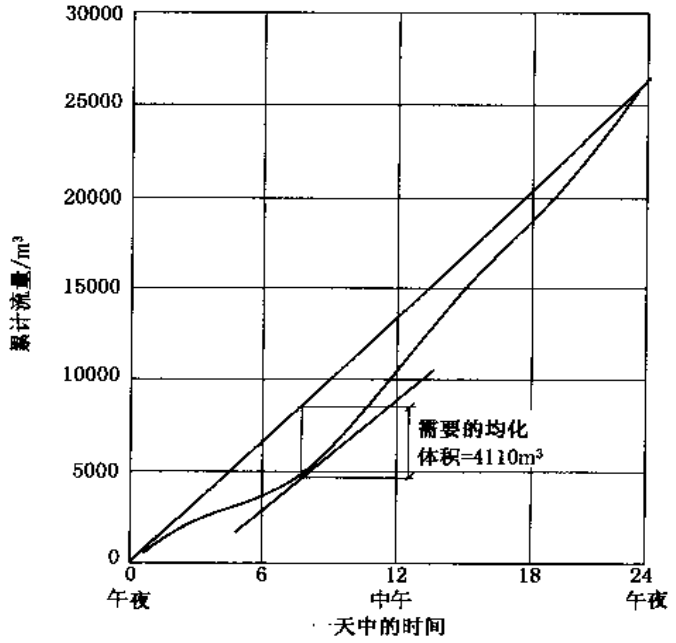
每一时间段结束时，以 m^3 表示的累计流量确定如下：

$V_1 = 990\text{m}^3$（在第一时间段 M～1 结束时）

$V_2 = 990 + 792 = 1782\text{m}^3$（在第二时间段 1～2 结束时）

所有小时时间段的累计流量以类似方式计算（见数据表中的导出数据）。

第二步是准备标绘累计体积流量，如下图所示。如将注意到的，由原点到流入质量图终点所作直线的斜率代表这天的平均流量，在本例中等于 $0.307\text{m}^3/\text{s}$。



第三步是确定需要的储存体积。需要的储存体积通过在流入质量图上曲线的低点作一与平均流量平行的切线予以确定。由切点到代表平均流量的直线的垂直距离代表所需体积。于是，所需体积为

$$V = 4110\text{m}^3(145100\text{ft}^3)$$

2. 确定均化储槽对 BOD 质量负荷率的影响　虽然有其它计算方法，最简单的方法或许是由均化储槽是空的时间段开始进行必要的计算。因为均化储槽在上午 8：30 左右是空的，必要的计算将由 8～9 时间段开始。

第一步是计算每一时间段结束时均化储槽内的液体体积。所需的体积通过以体积表示的流入流量减去以体积表示的均化小时流量获得。与 1 小时时段均化流量对应的体积为 $0.307\text{m}^3/\text{s} \times 3600\text{s/h} = 1106\text{m}^3$。利用此数值，储槽内的液体体积由下式计算：

$$V_{sc} = V_{sp} + V_{ic} - V_{oc}$$

式中　V_{sc}——在目前时间段结束时均化储槽内的液体体积；

V_{sp}——在前一时间段结束时均化储槽内的液体体积；

V_{ic}——在目前时间段内流入的体积；

V_{oc}——在目前时间段内流出的体积。

于是，利用原始数据表中的数据，对时间段 8～9 均化储槽内的液体体积如下：

$$V_{sc} = 0 + 1278m^3 - 1106m^3 = 172m^3$$

对时间段 9～10：

$$V_{sc} = 172m^3 + 1476m^3 - 1106m^3 = 542m^3$$

在每一时间段结束时均化储槽内的液体体积已用类似方法计算(计算表见下)。

时间段	在此时间段内的流入体积/m^3	此时间段结束时储槽内的液体体积/m^3	此时间段内的平均 BOD 浓度/(mg/L)	时间段内的均化 BOD 浓度/(mg/L)	时间段内的均化 BOD 质量负荷/(kg/h)
8～9	1278	172	175	175	193
9～10	1476	542	200	197	218
10～11	1530	966	215	210	232
11～N	1548	1408	220	216	239
N～1	1530	1832	220	218	241
1～2	1458	2184	210	214	237
2～3	1386	2464	200	209	231
3～4	1260	2618	190	203	224
4～5	1170	2680	180	196	217
5～6	1170	2746	170	188	208
6～7	1188	2828	175	184	203
7～8	1314	3036	210	192	212
8～9	1440	3370	280	220	243
9～10	1440	3704	305	245	271
10～11	1368	3966	245	245	271
11～M	1242	4102	180	230	254
M～1	990	3986	150	214	237
1～2	792	3972	115	196	217
2～3	594	3160	75	179	198
3～4	468	2522	50	162	179
4～5	378	1794	45	147	162
5～6	360	1048	60	132	146
6～7	432	374	90	119	132
7～8	738	0	130	126	139
平均					213

注：$m^3/s \times 35.3147 = ft^3/s$；$kg \times 2.2046 = lb$；$mg/L = g/m^3$。

第二步是计算离开储槽的平均浓度。利用以均化储槽内的物料为完全混合为基础的下

式，离开储槽的平均浓度为

$$X_{oc}=\frac{V_{ic}X_{ic}+V_{sp}X_{sp}}{V_{ic}+V_{sp}}$$ ❶

式中　X_{oc}——目前时段内储槽出口物流中 BOD 的平均浓度，g/m^3(mg/L)；

V_{ic}——在目前时间段内流入的废水体积，m^3；

X_{ic}——流入废水体积中 BOD 的平均浓度，g/m^3；

V_{sp}——在前一时间段结束时均化储槽内的废水体积，m^3；

X_{sp}——在前一时间段结束时储槽内废水的 BOD 的平均浓度，g/m^3。

利用前面计算表中第二列给出的数据，出口浓度计算如下：

$$X_{oc}=\frac{(1278m^3)(175g/m^3)+(0)(0)}{1278m^3}=175g/m^3(\text{对时间段 }8\sim9)$$

$$X_{oc}=\frac{(1476m^3)(200g/m^3)+(172m^3)(175g/m^3)}{(1476+172)m^3}=197g/m^3(\text{对时间段 }9\sim10)$$

以类似方法计算的所有浓度值已列于前计算表中。

第三步是用下式计算每小时的质量负荷率：

$$\text{质量负荷率(kg/h)}=\frac{(X_{oc},\ g/m^3)(q_i,\ m^3/s)(3600s/h)}{(10^3g/kg)}$$

例如，对时段 8～9，质量负荷率为

$$\frac{(175g/m^3)(0.307m^3/s)(3600s/h)}{(10^3g/kg)}=193kg/h$$

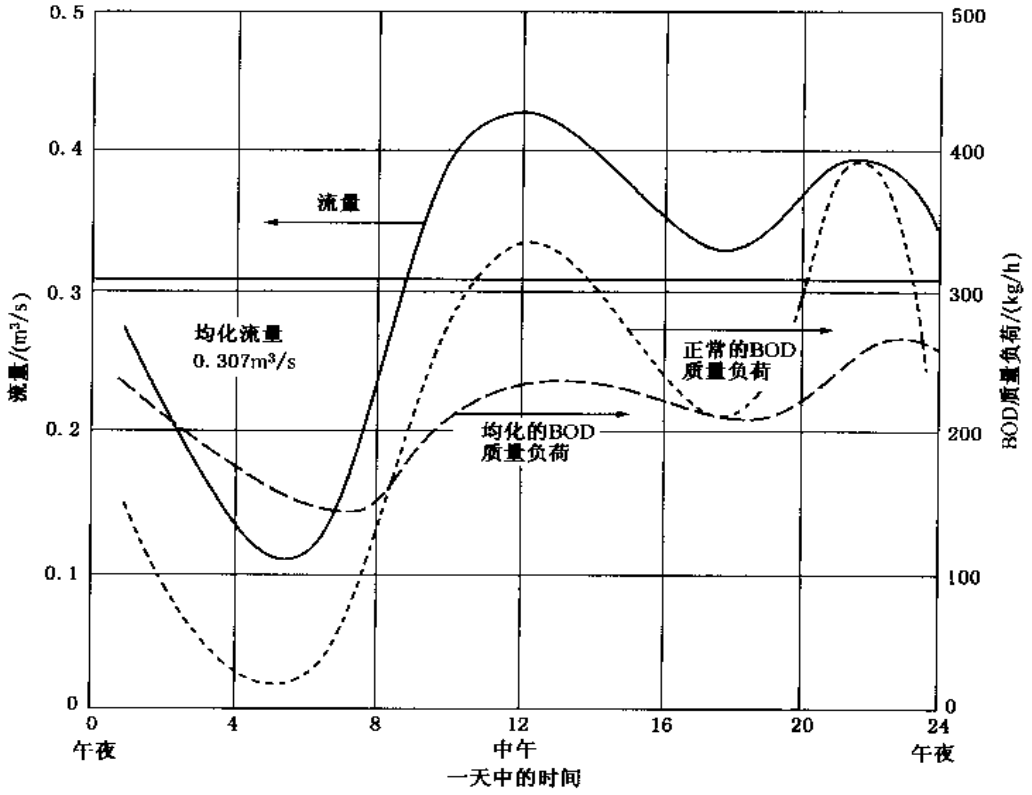
所有小时质量负荷率已被摘要列入计算表。没有流量均化时的相应数值已在原始数据表中报道。

将未均化与均化的小时 BOD 质量负荷进行标绘能充分显示流量均衡的作用(见下图)。由题述表格和为本步骤准备的计算表格中的数据导出的下列流量比也有助于评价流量均化措施的益处：

比　率	BOD 质量负荷	
	未均化	均　化
$\frac{\text{峰值}}{\text{平均值}}$	$\frac{439}{213}=2.06$	$\frac{271}{213}=1.27$
$\frac{\text{最小值}}{\text{平均值}}$	$\frac{17}{213}=0.08$	$\frac{132}{213}=0.62$
$\frac{\text{峰值}}{\text{最小值}}$	$\frac{439}{17}=25.82$	$\frac{271}{132}=2.05$

相关计算　在采用在线均化储槽的场合，可通过增加储槽体积获得 BOD 质量负荷率的额外阻尼。虽然在本例中对进入处理装置的流量作了均化处理，但更实际地说，流量均化措施将用于具有高度渗滤或流入或峰值异常水流量的场合。

❶原文误排为 $X_{oc}\frac{(V_{ic})(X_{ic})+(V_{sp})(X_{sp})}{V_{ic}+V_{sp}}$，译者注。



16.9 废水絮凝器的功率需求和搅拌面积

确定为在 3000 m^3 的储槽中达到平均速度梯度 G 为 50/s，确定理论功率需求 P 和理论上要求的搅拌面积 A。水温为 15℃，动力粘度 μ 为 $1.139\times10^{-3}N\cdot s/m^2$，密度为 999.1 kg/ m^3，对矩形桨的曳力系数 C_D 为 1.8，桨端速度 v 为 0.6m/s，而桨对流体的相对速度 v_p 为 $0.75v$。

【计算步骤】

1. 确定理论功率需求 利用方程

$$\begin{aligned}P &= G^2\mu V\\ &= (50/s)^2(1.139\times10^{-3}N\cdot s/m^2)(3000\ m^3)\\ &= 8543kg\cdot m^2/s^3 = 8543W\\ &= 8.543kW\end{aligned}$$

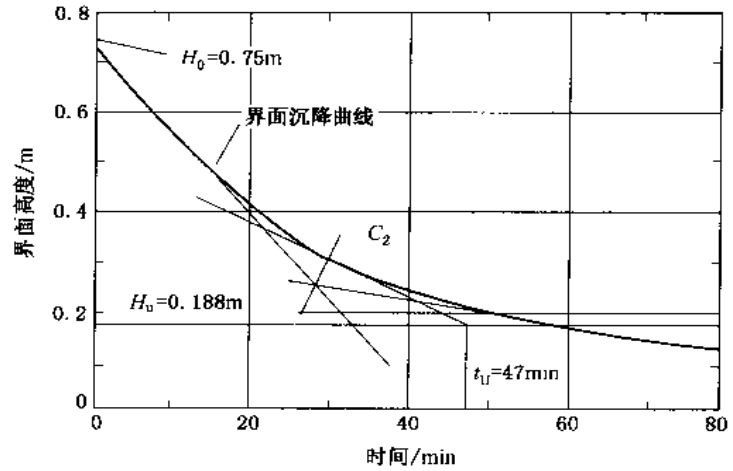
2. 确定需要的搅拌面积 利用方程

$$\begin{aligned}A &= \frac{2P}{C_D\rho v_p^3}\\ &= \frac{2(8543kg/m^2\cdot s^3)}{1.8(999.1kg/m^3)(0.75\times0.6m/s)^3}\\ &= 104.3m^2\end{aligned}$$

16.10 活性淤泥沉淀槽大小的确定

下图所示的沉淀曲线是对初始固体浓度 C_0 为 3000 mg/L 的活性污泥获得的。沉积柱界

面的初始高度为 0.75m(2.5ft)。确定以总流量 3800m³/d(1Mgal/d)产生增厚固体浓度 C_u 为 12000 mg/L 所需的面积。并确定固体负荷(kg/m²·d)和溢流流量(m³/m²·d)。



【计算步骤】

1. 确定增厚所需的面积　确定固体处于要求的增厚固体浓度时的深度值 H_u：

$$H_u = \frac{C_0 H_0}{C_u}$$

式中 H_0 为界面的初始高度，所以

$$H_u = \frac{(3000\text{mg/L})(0.75\text{m})}{(12000\text{mg/L})} = 0.188\text{m}$$

在沉淀曲线图中，水平线是在 $H_u = 0.188$m 处作出的。在阻滞和压缩沉淀之间区域的中点 C_2 作沉淀曲线的切线。将在二切线相遇处形成的角二等分确定点 C_2。过 C_2 的切线与 $H_u = 0.188$m的线的交点确定 t_u。于是，$t_u = 47$min，而需要的面积为

$$A = \frac{Qt_u}{H_0} = \left[\frac{(3800\text{m}^3/\text{d})}{(24\text{h/d})(60\text{min/h})}\right]\left(\frac{47\text{min}}{0.75\text{m}}\right) = 165\text{m}^2$$

2. 确定澄清需要的面积　首先确定界面沉降速度 v。沉降速度由从界面沉淀曲线初始部分所作切线的斜率计算确定。计算的速度代表污泥的未阻滞沉降速度。

$$v = \left(\frac{0.75\text{m} - 0.3\text{m}}{29.5\text{min}}\right)\left(\frac{60\text{min}}{\text{h}}\right) = 0.92\text{m/h}$❶$$

然后确定澄清速率。因为澄清流量正比于临界污泥区以上的液体体积，它可计算如下：

$$Q = 3800\text{m}^3/\text{d}\left(\frac{0.75\text{m} - 0.188\text{m}}{0.75\text{m}}\right) = 2847\text{m}^3/\text{d}$$

所需面积由澄清流量除以沉降速度获得：

$$A = \frac{Q_c}{v} = \frac{(2847\text{m}^3/\text{d})}{(24\text{h/d})(0.92\text{m/h})} = 129\text{m}^2$$

3. 确定控制面积　控制面积为增厚面积(165m²)，因为它大于澄清所需的面积(129m²)。

4. 确定固体负荷　固体负荷计算如下：

❶原文误排为 29.5m，译者注。

$$\text{固体量} = \frac{(3800\text{m}^3/\text{d})(3000\text{g}/\text{m}^3)}{(10^3\text{g}/\text{kg})} = 11400\text{kg}/\text{d}$$

$$\text{固体负荷} = \frac{(11400\text{kg}/\text{d})}{165\text{m}^2} = 69.1\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{d}$$

5. 确定水力负荷率

$$\text{水力负荷率} = \frac{(3800\text{m}^3/\text{d})}{165\text{m}^2} = 23.0\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$$

16.11 活性淤泥工艺中苯的气提

确定在装设扩散空气曝气系统的完全混合活性污泥反应器中能气提的苯的数量。假定采用下列条件：

废水流量，$Q = 4000\text{m}^3/\text{d}$

曝气槽体积，$V = 1000\ \text{m}^3$

曝气槽深度 = 6m

空气流量 = 标准状态下 $50\text{m}^3/\text{min}$

氧质量流量 = 6.2/h

苯进口浓度 = $100\mu\text{g}/\text{m}^3$

Henry 常数，$H = 5.49\times10^{-3}\text{m}^3\cdot\text{atm}/\text{mol}$(见表 16.2)

步骤 3 传质方程中的系数，$n = 1.0$

温度 = 20℃

氧的扩散系数，$D_{O_2} = 2.11\times10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$

苯的扩散系数，$D_{VOC} = 0.96\times10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$

【计算步骤】

1. 确定相对于曝气槽中间深度的空气量 这代表平均气泡大小的深度：

$$Q_g = (50\text{m}^3/\text{min})\times\frac{10.33}{10.33+3} = 38.7\text{m}^3/\text{min}$$

2. 确定空气/液体比 Q_g/Q

$$Q = \frac{(4000\text{m}^3/\text{d})}{(1440\text{min}/\text{d})} = 2.78\text{m}^3/\text{min}$$

$$\frac{Q_g}{Q} = \frac{(38.7\text{m}^3/\text{min})}{(2.78\text{m}^3/\text{min})} = 13.9$$

3. 估计苯的传质系数 利用方程

$$K_La_{VOC} = K_La_{O_2}(D_{VOC}/D_{O_2})$$

式中 K_La_{VOC}是系统传质系数和 $K_La_{O_2}$是系统中氧的传质系数。那么，

$$K_La_{VOC} = (6.2/\text{h})\left[\frac{(0.96\times10^{-5}\text{cm}^2/\text{s})}{(2.11\times10^{-5}\text{cm}^2/\text{s})}\right]^1$$

$$= 2.82/\text{h} = 0.047/\text{min}$$

4. 确定 Henry 常数的无因次值 利用方程

$$H_u = \frac{H}{RT}$$

表 16.2　选择的挥发性和半挥发性有机化合物的物理性质①

化合物	M_w	mp/℃	bp/℃	vp/mmHg	vd	sg	Sol/(mg/L)	C/(g/m^3)	H/(m^3·atm/mol)	lgK_{ow}
苯	78.11	5.5	80.1	76	2.77	0.8786	1780	319	5.49×10^{-3}	2.1206
氯苯	112.56	-45	132	8.8	3.88	1.1066	500	54	3.70×10^{-3}	2.18-3.79
邻二氯苯	147.01	18	180.5	1.60	5.07	1.036	150	N/A	1.7×10^{-3}	3.3997
乙苯	106.17	-94.97	136.2	7	3.66	0.867	152	40	8.43×10^{-3}	3.13
1，2-二溴乙烷	187.87	9.8	131.3	10.25	0.105	2.18	2699	93.61	6.29×10^{-4}	N/A
1，1-二氯乙烷	98.96	-97.4	57.3	297	3.42	1.176	7840	160.93	5.1×10^{-3}	N/A
1，2-二氯乙烷	98.96	-35.4	83.5	61	3.4	1.25	8690	350	1.14×10^{-3}	1.4502
1，1，2，2-四氯乙烷	167.85	-36	146.2	14.74	5.79	1.595	2800	13.10	4.2×10^{-4}	2.389
1，1，1-三氯乙烷	133.41	-32	74	100	4.63	1.35	4400	715.9	3.6×10^{-3}	2.17
1，1，2-三氯乙烷	133.4	-36.5	133.8	19	N/A	N/A	4400	13.89	7.69×10^{-4}	N/A
氯乙烯	62.5	-153	-13.9	2548	2.15	0.912	6000	8521	6.4×10^{-2}	N/A
1，1-二氯乙烯	96.94	-122.1	31.9	500	3.3	1.21	5000	2640	1.51×10^{-2}	N/A
顺1，2-二氯乙烯	96.95	-80.5	60.3	200	3.34	1.284	800	104.39	4.08×10^{-3}	N/A
反1，2-二氯乙烯	96.95	-50	48	269	3.34	1.26	6300	1428	4.05×10^{-3}	N/A
四氯乙烯	165.83	-22.5	121	15.6	N/A	1.63	160	126	2.85×10^{-2}	2.5289
三氯乙烯	131.5	-87	86.7	60	4.54	1.46	1100	415	1.17×10^{-2}	2.4200
一溴二氯甲烷	163.8	-57.1	90	N/A	N/A	1.971	N/A	N/A	2.12×10^{-3}	N/A
二溴一氯甲烷	208.29	< -20	120	50	N/A	2.451	N/A	N/A	8.4×10^{-4}	N/A
二氯甲烷	84.93	-97	39.8	349	2.93	1.327	20000	1702	3.04×10^{-3}	N/A
四氯化碳	153.82	-23	76.7	90	5.3	1.59	800	754	2.86×10^{-2}	2.7300
三溴甲烷	252.77	8.3	149	5.6	8.7	2.89	3130	7.62	5.84×10^{-4}	N/A
三氯甲烷	119.38	-64	62	160	4.12	1.49	7840	1027	3.10×10^{-3}	1.8998
1，2-二氯丙烷	112.99	-100.5	96.4	41.2	3.5	1.156	2600	25.49	2.75×10^{-3}	N/A
2，3-二氯丙烯	110.98	-81.7	94	135	3.8	1.211	不溶	110	N/A	N/A
反1，3-二氯丙烷	110.97	N/A	112	99.6	N/A	1.224	515	110	N/A	N/A
甲苯	92.1	-95.1	110.8	22	3.14	0.867	515	110	6.44×10^{-3}	2.2095

来源：① 所有数据取自 Lang et al.(1987)，所有值为 20℃的数值。

注：M_w = 相对分子质量，mp = 熔点，bp = 沸点，vd = 蒸气密度，sg = 相对密度，Sol = 溶解度，C = 空气中的饱和浓度，H = Henry 定律常数，lgK_{ow} = 辛醇 - 水分配系数的对数，N/A = 无数据。

得到

$$H_u = \frac{(0.00549\text{m}^3 \cdot \text{atm/mol})}{(0.000082057\text{atm} \cdot \text{m}^3/\text{mol} \cdot \text{K})[(273.15 + 20)\text{K}]} = 0.228$$

5. 确定饱和参数 φ 利用方程

$$\phi = \frac{(K_L a)_{VOC} V}{H_u Q_g}$$

得到

$$\phi = \frac{(0.047/\text{min} \times 1000\text{m}^3)}{(0.228 \times 38.7\text{m}^3/\text{min})} = 5.33$$

6. 确定从液相中脱除的苯的分率 利用方程

$$1 - \frac{C_e}{C_i} = 1 - \left[1 + \frac{Q_g}{Q}(H_u)(1 - e^{-\phi})\right]^{-1}$$

式中 C_e 是出口物流中苯的浓度和 C_i 是进口物流中苯的浓度。那么，

$$1 - \frac{C_e}{C_i} = 1 - [1 + 13.9(0.228)(1 - e^{-5.33})]^{-1}$$

$$= 1 - 0.32 = 0.68$$

16.12 由未处理废水的化学沉淀估计淤泥体积

估计在用和不用三氯化铁增强总悬浮固体(TSS)的除去的条件下由未处理的废水产生的污泥的质量和体积。并估计对规定的三氯化铁剂量所需的石灰数量。假定在不加化学品的初级沉淀槽内除去 60% 的 TSS，而加入三氯化铁导致除去的 TSS 增加到 85%。还假定下列数据可用于这种情况：

废水流量/(m^3/d)	1000
废水 TSS/(mg/L)	220
废水以 $CaCO_3$ 表示的碱性/(mg/L)	136
三氯化铁($FeCl_3$)加入量/(kg/1000m^3)	40
原污泥性质	
相对密度	1.03
湿含量/%	94
化学污泥性质	
相对密度	1.05
湿含量/%	92.5

【计算步骤】

1. 计算用和不用化学品除去的 TSS 的质量 确定不用化学品除去的污泥质量：

$$M_{TSS} = \frac{0.6(220\text{g/m}^3)(1000\text{m}^3/\text{d})}{(10^3\text{g/kg})} = 132.0\text{kg/d}$$

确定用化学品除去的污泥质量：

$$M_{TSS} = \frac{0.85(220\text{g/m}^3)(1000\text{m}^3/\text{d})}{(10^3\text{g/kg})} = 187.0\text{kg/d}$$

2. 确定由每 1000m^3 加入 40kg 三氯化铁($FeCl_3$)❶ 产生的氢氧化铁[$Fe(OH)_3$] 有关反

❶原文误排为硫酸亚铁，译者注。

应是

$2\times162.2\quad 3\times100$(以 $CaCO_3$ 计)$\quad 2\times106.9$

$2FeCl_3 + 3Ca(HCO_3) \rightleftharpoons 2Fe(OH)_3 + 3CaCl_2 + 6CO_2$

三氯化铁　碳酸氢钙　　氢氧化铁　氯化钙❶　二氧化碳

(可溶)　(可溶)　　(不可溶)　(可溶)　　(可溶)

上式中 162.2、100 和 106.9 是相对分子质量。

所以，生成的　　$Fe(OH)_3 = 40\times\dfrac{2\times106.9}{2\times162.2} = 26.4kg/1000m^3$

3. 确定将三氯化铁转化为氢氧化铁需要的石灰质量　有关反应是

$2\times162.5\quad 3\times56$(以 CaO 计)$\quad 2\times106.9\quad 3\times111$

$2\ FeCl_3 + 3Ca(OH)_2 \rightleftharpoons 2Fe(OH)_3 + 3CaCl_2$

三氯化铁　氢氧化钙　　氢氧化铁　氯化钙

(可溶)　(微溶)　　(不可溶)　(可溶)

所以，　　需要的石灰 $= 40\times\dfrac{3\times56}{2\times162.2} = 20.7kg/1000m^3$

因为有足够的天然碱性，所以不需加入石灰。

4. 确定化学沉淀产生的干基污泥

总干固体 $= 187 + 26.4 = 213.4\ kg/1000m^3$

5. 确定化学沉淀产生的污泥体积　假定污泥相对密度为 1.05 和湿含量为 92.5%。那么，

$$V_s = \frac{(213.4kg/d)}{(1.05)(1000kg/m^3)(0.075)} = 2.71m^3/d$$

6. 确定无化学沉淀污泥的总体积　假定污泥相对密度为 1.03 和湿含量为 94%。那么，

$$V_s = \frac{(132kg/d)}{(1.03)(1000kg/m^3)(0.06)} = 2.1m^3/d$$

7. 作无和有化学沉淀污泥质量和体积一览表

处　理	污　泥	
	质量/(kg/d)	体积/(m^3/d)
无化学沉淀	132.0	2.13
有化学沉淀	213.4	2.71

相关计算　由步骤 7 一览表所列数据可见，当使用化学品时污泥处理问题的严重性是显而易见的。当石灰被用作主要沉淀剂时甚至会产生更大量的污泥。

16.13　脱除磷酸盐用明矾剂量的确定

确定为沉淀废水中含量为 8mgP/L 的磷酸盐所需液体明矾的数量。再确定如果要在一处理装置中储存 30 天供应量所需的明矾储量。根据实验室实验，每摩尔磷需要量 1.5mol 铝。流量为 12000 m^3/d。下列数据可用于液体明矾供应：

❶原文误排为硫酸钙，译者注。

液体明矾分子式 $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$

明矾浓度 = 48%

液体明矾溶液密度 = 1.2kg/L

【计算步骤】

1. 确定每升液体明矾可获得的铝(Al)的质量 每升溶液的明矾质量为

$$\rho_{明矾} = (0.48)(1.2kg/L) = 0.576kg/L$$

每升溶液铝的质量计算如下：

明矾相对分子质量 = 666.5

$$\rho_{铝} = (0.58kg/L)(2 \times 26.98/666.5) = 0.0466kg/L$$

2. 确定单位质量 P 所需 Al 的质量 相关方程是

$$Al^3 + H_nPO_4^{3-n} \longrightarrow AlPO_4 + nH^+$$

所以，

理论剂量 = 1.0mol 铝/mol 磷

$$所需铝量 = 1.0kg \times (M_{w,Al}/M_{w,P}) = 1.0kg \times (26.89/30.97) = 0.87kg\ Al/kg\ P$$

3. 确定每千克磷需要明矾溶液的数量

$$明矾剂量 = 1.5 \times \left(\frac{0.87kgAl}{1.0kgP}\right)\left(\frac{L\ 明矾溶液}{0.0466kg}\right)$$

$$= 28.0L\ 明矾溶液\ /kg\ P$$

4. 确定每天需要明矾溶液的数量

$$明矾剂量 = \frac{(12000m^3/d)(8g\ P/m^3)(28.0L\ 明矾\ /kg\ P)}{(10^3g/kg)}$$

$$= 2688L\ 明矾溶液\ /d$$

5. 根据平均流量确定所需明矾溶液储存量

$$储存量 = (2688L\ 明矾溶液\ /d)(30d)$$

$$= 80640L = 80.6\ m^3$$

16.14 根据初级沉淀槽中磷酸盐和石灰的化学沉淀估计淤泥体积

估计初级沉淀槽中由磷酸盐和石灰的沉淀产生的淤泥质量和体积。假定不加石灰除去总悬浮固体(TSS)的 60%，加入 400mg/L $Ca(OH)_2$ 导致 TSS 的除去量增至 85%。假定采用下列数据：

废水流量/(m^3/d)	1000	出口流中以 P 计的 PO_4^{3-}/(mg/L)	0.5
废水 TSS/(mg/L)	220	出口流中的 Ca^{2+}/(mg/L)	60
废水挥发性 TSS/(mg/L)	150	出口流中的 Mg^{2+}/(mg/L)	0
废水中以 P 计的 PO_4^{3-}/(mg/L)	10	化学污泥性质	
废水以 $CaCO_3$ 表示的总硬度/(mg/L)	241.3	相对密度	1.07
废水中的 Ca^{2+}/(mg/L)	80	湿含量/%	92.5
废水中的 Mg^{2+}/(mg/L)	10		

【计算步骤】

1. 计算不加化学品除去的固体的质量和体积　假定污泥湿含量为 94%，相对密度为 1.03。确定除去的 TSS 的质量：

$$M_{TSS} = \frac{0.6(220g/m^3)(1000m^3/d)}{(10^3g/kg)} = 132kg/d$$

确定产生的污泥体积：

$$V_s = \frac{(132kg/d)}{(1.03)(1000kg/m^3)(0.06)} = 2.14m^3/d$$

2. 利用下表中扼要叙述的方程，确定由加入 400mg/L 石灰产生的 $Ca_5(PO_4)_3OH$，$Mg(OH)_2$，和 $CaCO_3$ 的质量

(1) 首先确定生成的 $Ca_5(PO_4)_3OH$ 的质量。

反　应	污泥中的化学组分
石灰，$CaCO_3$	
$10Ca^{2+} + 6PO_4^{3-} + 2OH^- \rightleftharpoons Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$	$Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$
$Mg^{2+} + 2OH^- \rightleftharpoons Mg(OH)_2$	$Mg(OH)_2$
$Ca^{2+} + CO_3^{2-} \rightleftharpoons CaCO_3$	$CaCO_3$
明矾，Al(Ⅲ)	
$Al^{3+} + PO_4^{3-} \rightleftharpoons AlPO_4$	$AlPO_4$
$2Al^{3+} + 3OH^- \rightleftharpoons Al(OH)_3$ ❶	$Al(OH)_3$
铁，(Ⅲ)	
$Fe^{3+} + PO_4^{3-} \rightleftharpoons FePO_4$	$FePO_4$
$Fe^{3+} + 3OH^- \rightleftharpoons Fe(OH)_3$	$Fe(OH)_3$

Ⅰ. 确定除去 P 的量：

$$\text{除去 P 的量} = \frac{(10 - 0.5)mg/L}{(30.97g/mol)(10^3mg/g)}$$
$$= 0.307 \times 10^{-3}mol/L$$

Ⅱ. 确定生成 $Ca_5(PO_4)_3OH$ 的量：

$$\text{生成 } Ca_5(PO_4)_3OH \text{ 的量} = 1/3 \times 0.307 \times 10^{-3}mol/L$$
$$= 0.102 \times 10^{-3}mol/L$$

Ⅲ. 确定生成 $Ca_5(PO_4)_3OH$ 的量：

$$\text{生成 } Ca_5(PO_4)_3OH \text{ 的质量} = 0.102 \times 10^{-3}mol/L \times 502g/mol \times 10^3mg/g$$
$$= 51.3mg/L$$

(2) 然后确定生成 $Mg(OH)_2$ 的质量。

Ⅰ. 确定除去 Mg^{2+} 的量：

$$\text{除去 } Mg^{2+} \text{ 的量} = \frac{(10mg/L)}{(24.31g/mol)(10^3mg/g)}$$
$$= 0.411 \times 10^{-3}mol/L$$

❶原文误排为 $2Al^{3-} + 3OH^- \rightleftharpoons Al(OH)_3$，译者注。

Ⅱ. 确定生成 $Mg(OH)_2$ 的质量：

$$\text{生成 } Mg(OH)_2 \text{ 的质量} = 0.411 \times 10^{-3}\text{mol/L} \times 58.3\text{g/mol} \times 10^3\text{mg/g}$$
$$= 24.0\text{mg/L}$$

(3) 再确定生成 $CaCO_3$ 的质量。

Ⅰ. 确定 $Ca_5(PO_4)_3OH$ 中的 Ca^{2+} 质量：

$$Ca_5(PO_4)_3OH \text{ 中的 } Ca^{2+} \text{ 质量}$$
$$= 5(40\text{g/mol})(0.102 \times 10^{-3}\text{mol/L})(10^3\text{mg/g})$$
$$= 20.4\text{mg/L}$$

Ⅱ. 确定原始药剂中加入的 Ca^{2+} 质量：

$$Ca(OH)_2 \text{ 中 } Ca^{2+} \text{ 的质量} = \frac{(40\text{g/mol})(400\text{mg/L})}{(74\text{g/mol})}$$
$$= 216.2\text{mg/L}$$

Ⅲ. 确定作为 $CaCO_3$ 存在的 Ca^{2+} 质量：

$$CaCO_3 \text{ 中的 } Ca^{2+} = Ca(OH)_2 \text{ 中的 } Ca^{2+} + (\text{流入废水中的 } Ca^{2+})$$
$$-(Ca_5(PO_4)_3OH \text{ 中的 } Ca^{2+}) - (\text{流出废水中的 } Ca^{2+})$$
$$= 216.2 + 80 - 20.4 - 60$$
$$= 215.8\text{mg/L}$$

Ⅳ. 确定 $CaCO_3$ 的质量：

$$CaCO_3 \text{ 的质量} = \frac{(100\text{g/mol})(215.8\text{mg/L})}{(40\text{g/mol})}$$
$$= 540\text{mg/L}$$

3. 确定作为石灰药剂的结果除去的固体总质量 废水中 TSS 质量为

$$M_{TSS} = \frac{0.85(220\text{g/m}^3)(1000\text{m}^3\text{/d})}{(10^3\text{g/kg})} = 187\text{kg/d}$$

化学固体质量为

$$M_{Ca_5(PO_4)_3OH} = \frac{(51.2\text{g/m}^3)(1000\text{m}^3\text{/d})}{(10^3\text{g/kg})} = 51.2\text{kg/d}$$

$$M_{Mg(OH)_2} = \frac{(24\text{g/m}^3)(1000\text{m}^3\text{/d})}{(10^3\text{g/kg})} = 24.0\text{kg/d}$$

$$M_{CaCO_3} = \frac{540\text{g/m}^3(1000\text{m}^3\text{/d})}{(10^3\text{g/kg})} = 540\text{kg/d}$$

因此除去固体总质量为

$$M_T = (187 + 51.3 + 24 + 540)\text{kg/d}$$
$$= 802.3\text{kg/d}$$

4. 确定由化学沉积生成的污泥总体积 假定污泥相对密度为 1.07 和湿含量为 92.5%。那么，

$$V_s = \frac{(802.3\text{kg/d})}{(1.07)(1000\text{kg/m}^3)(0.075)} = 10.0\text{m}^3\text{/d}$$

5. 制作无和有化学沉积的污泥质量和体积一览表

处　理	污　泥	
	质量/(kg/d)	体积/(m^3/d)
无化学沉淀	132.0	2.14
有化学沉淀	802.3	10.0

16.15　反应势的确定

确定硫化氢(H_2S)能否被过氧化氢(H_2O_2)氧化。由表 16.3 可知与此有关的半反应如下所列：

$$H_2S \rightleftharpoons S + 2H^+ + 2e^- \qquad E^\circ = -0.14$$

$$H_2O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightleftharpoons 2H_2O \qquad E^\circ = +1.776$$

表 16.3　选择的氧化还原半反应的电极电位

半反应	氧化电位①/V	半反应	氧化电位①/V
$Li^+ + e^- \rightarrow Li$	-3.03	$Pb^{2+} + 2e^- \rightarrow Pb$	-0.126
$K^+ + e^- \rightarrow K$	-2.92	$2H^+ + 2e \rightarrow H_2$	0.000
$Ba^{2+} + 2e^- \rightarrow Ba$	-2.90	$Cu^{2+} + e^- \rightarrow Cu^+$	+0.15
$Ca^{2+} + 2e^- \rightarrow Ca$	-2.87	$N_2 + 4H^+ + 3e^- \rightarrow NH_4^+$	+0.27
$Na^+ + e^- \rightarrow Na$	-2.71	$Cu^{2+} + 2e^- \rightarrow Cu$	+0.34
$Mg(OH)_2 + 2e^- \rightarrow Mg + 2OH^-$	-2.69	$I_2 + 2e^- \rightarrow 2I^-$	+0.54
$Mg^{2+} + 2e^- \rightarrow Mg$	-2.37	$O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O_2$	+0.68
$Al^{3+} + 3e^- \rightarrow Al$	-1.66	$Fe^{3+} + 3e^- \rightarrow Fe$	+0.771
$MnO_4^- + 8H^+ + 5e^- \rightarrow Mn^{2+} + 4H_2O$	-1.51	$Ag^+ + e^- \rightarrow Ag$	+0.799
$Mn^{2+} + 2e^- \rightarrow Mn$	-1.18	$ClO^- + H_2O + 2e^- \rightarrow Cl^- + 2OH^-$	+0.90
$2H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + 2OH^-$	-0.828	$Br_2(aq) + 2e^- \rightarrow 2Br^-$	+1.09
$Zn^{2+} + 2e^- \rightarrow Zn$	-0.763	$O_2 + 4H^+ + 4e^- \rightarrow 2H_2O$	+1.229
$Fe^{2+} + 2e^- \rightarrow Fe$	-0.440	$Cl_2(g) + 2e^- \rightarrow 2Cl^-$	+1.360
$Cd^{2+} + 2e^- \rightarrow Cd$	-0.40	$H_2O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow 2H_2O$	+1.776
$Ni^{2+} + 2e^- \rightarrow Ni$	-0.250	$O_3 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow O_2 + H_2O$	+2.07
$S + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2S$	-0.14	$F_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow 2HF$	+2.87

来源：部分取自 Bard(1996)和 Benefield et al.(1982)。

① 报道值将随来源不同而不同。

【计算步骤】

1. 确定由二个半反应相加的完整反应

$$H_2S \rightleftharpoons S + 2H^+ + 2e^-$$

$$\underline{H_2O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightleftharpoons 2H_2O}$$

$$H_2S + H_2O_2 \rightleftharpoons S + 2H_2O$$

2. 确定整个反应的 $E^\circ_{反应}$

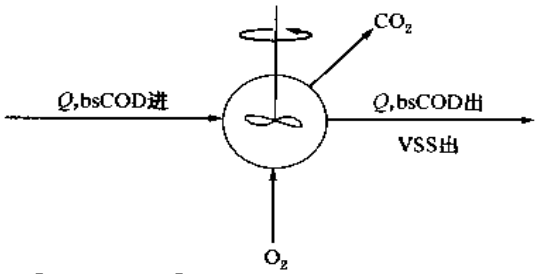
$$E^\circ_{反应} = E^\circ_{H_2O_2^{2+},H_2O} - E^\circ_{S^{2-},S}$$

$$= (1.78) - (-0.14) = +1.92V$$

因为该反应的 $E°_{反应}$ 是正值，所以反应将按上述方程进行。

16.16 实测的生物体生成量和氧消耗量

如图所示的无循环充气完全混合生物处理过程接受生物降解可溶 COD(bsCOD)浓度为 500g/m³ 的废水。废水流量为 1000m³/d，而反应器出口流 bsCOD 和悬浮挥发性固体(VSS)浓度分别为 10 和 200g/m³。根据这些数据：



实测以 gVSS/脱除的 gCOD 表示的产量是多少？

以 gO_2/脱除的 gCOD 和以 g/d 表示的氧耗用量是多少？

【计算步骤】

1. 确定实测产率 假定下列总反应适用：

$$有机物 + O_2 + 营养物 \longrightarrow C_5H_7NO_2 + CO_2 + H_2O$$

$$500gCOD/m^3 \qquad 200gVSS/m^3$$

产生的 gVSS/d 为

$$gVSS/d = 200g/m^3(1000m^3/d) = 200000\ gVSS/d$$

脱除的 g bsCOD/d 为

$$g\ COD/d = (500 - 10)g\ COD/m^3(1000m^3/d)$$
$$= 490000\ g\ COD/d$$

那么实测产率为

$$Y_{obs} = \frac{(200000gVSS/d)}{(490000gCOD/d)} = 0.041g\ VSS/脱除\ g\ COD$$

2. 确定脱除每 g bsCOD 耗用的氧量 列出反应器的定态 COD 衡算：

$$累积量 = 流入 - 流出 + 转化$$
$$0 = COD_{in} - COD_{out} - 耗用氧(以\ COD\ 表示)$$

现有

$$耗用氧 = COD_{in} - COD_{out}$$

和

$$COD_{in} = 500\ g\ COD/m^3(1000m^3/d) = 500000\ g\ COD/d$$
$$COD_{out} = bs\ COD_{out} + 生物体\ COD_{out}$$

式中

$$bs\ COD_{out} = 10\ g/m^3(1000m^3/d) = 10000\ g\ COD/d$$
$$生物体\ COD_{out} = 200000\ gVSS/d(1.42\ g\ COD/g\ VSS)$$
$$= 284000\ gCOD/d$$

所以，

$$总\ COD_{out} = 10000\ g/d + 284000\ g/d = 294000\ g\ COD/d$$

耗用氧量为

$$耗用氧量 = 500000\ g\ COD/d - 294000\ g\ COD/d$$
$$= 206000\ g\ COD/d = 206000\ g\ O_2/d$$

那么脱除每单位 COD 的耗氧量为

$$\text{氧/COD} = (206000\ \text{g/d})/(490000\ \text{g/d}) = 0.42\text{g}\ O_2/\text{g COD}$$

相关计算　考虑细胞产生和 COD 氧化的总 COD 衡算为

$$\text{g COD 细胞} + \text{g 氧化 COD} = \text{脱除的 g COD}$$

$$(0.41\text{g VSS/g COD})(1.42\ \text{g}\ O_2/\text{g VSS}) + 0.42\text{g}\ O_2/\text{g COD} = 1.0\ \text{g}O_2/\text{g COD}$$

16.17　生物体量和固体量的确定

对某工业废水活性污泥过程，流入废水中 bsCOD 的量为 300 g/m^3 和流入非生物降解悬浮挥发性固体(nbVSS)浓度是 50g/m^3。流入流量为 1000m^3/d，生物体浓度为 2000g/m^3，反应器 bsCOD 浓度为 15g/m^3，反应器体积为 105m^3。如果细胞碎片分率 f_d 为 0.1，确定净生物体产率，实测固体产率和混合溶液挥发性悬浮固体(MLVSS)中的生物体分率。利用下表中给定的动力学系数。

系　数	单　位	数值①	
		范　围	典型值
k	g bs COD/g VSS·d	2 ~ 10	5
K_s	mg/L BOD	25 ~ 100	60
	mg/L bsCOD	10 ~ 60	40
Y	mg VSS/mg BOD	0.4 ~ 0.8	0.6
	mg VSS/mg bsCOD	0.3 ~ 0.6	0.4
k_d	g VSS/g VSS·d	0.06 ~ 0.15	0.10

① 报道数值为 20℃下。

【计算步骤】

1. 确定净生物体产率　利用方程

$$Y_{bio} = -r_g/r_{su}$$

式中 r_g 和 r_{su}为生物体增长和基质利用速率。

首先利用上表所给的数据和下列方程求解 r_{su}，在下列方程中 X 为生物体浓度，S 为增长极限基质浓度，K_s 为在半最大规定基质利用速率时的基质浓度：

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_s + S}$$

$$= -\frac{(5/\text{d})(2000\text{g/m}^3)(15\text{gbsCOD/m}^3)}{(40 + 15)\text{g/m}^3}$$

$$= -2727\text{gbsCOD/m}^3 \cdot \text{d}$$

然后用下式确定净生物体产生速率 r_g

$$r_g = -Yr_{su} - k_dX$$

式中 k_d 为内源衰减系数。这给出

$$r_g = -(0.40\ \text{g VSS/g bsCOD})(-2727\ \text{g bsCOD/ m}^3 \cdot \text{d})$$

$$-(0.10\ \text{g VSS/g VSS} \cdot \text{d})(2000\ \text{g VSS/m}^3)$$

$$= 891\ \text{g VSS/m}^3 \cdot \text{d}$$

现在计算净生物体产率：

$$Y_{bio} = -r_g/r_{su} = (891\ g\ VSS/m^3 \cdot d)/(2727\ g\ bsCOD/m^3 \cdot d)$$
$$= 0.33\ g\ VSS/g\ bsCOD$$

2. 确定 VSS 的产生速率 利用方程

$$r_{X_T,VSS} = -Yr_{su} - k_dX + f_d(k_d)X + QX_{o,i}/V$$

式中 f_d 为作为细胞碎片保存的生物体，Q 为进口流量，$X_{o,i}$为进口流的 nbVSS 浓度，而 V 为反应器体积。那么，

$$r_{X_T,VSS} = 891\ gVSS/m^3 \cdot d$$
$$+ (0.10g\ VSS/g\ VSS)(0.10\ g\ VSS/g\ VSS \cdot d)(2000\ g\ VSS/m^3)$$
$$+ (1000m^3/d)(50g\ VSS/m^3)/105m^3$$
$$= (891 + 20 + 476)\ g\ VSS/m^3 \cdot d$$
$$= 1387\ g\ VSS/m^3 \cdot d$$

3. 计算实测固体产率 利用方程

$$Y_{obs} = -r_{X_T,VSS}/r_{su}$$

那么，
$$Y_{obs} = -(1387\ g\ VSS/m^3 \cdot d)/(-2727\ g\ bsCOD/m^3 \cdot d)$$
$$= 0.51\ g\ VSS/g\ bsCOD$$

4. 计算 MLVSS 中活性生物体分率 利用方程

$$F_{X,act} = (-Yr_{su} - k_dX)/r_{X_T,VSS}$$

得到

$$F_{X,act} = (891\ g\ VSS/m^3 \cdot d)/(1387\ g\ VSS/m^3 \cdot d)$$
$$= 0.64$$

于是，考虑流入废水中的 nbVSS 和产生的细胞碎片，MLVSS 含有 64%活性生物体。

16.18 预测厌氧反应器产生的甲烷

在 35℃下操作的厌氧反应器处理流量为 3000 m^3/d、bsCOD 浓度为 5000g/m^3 的废水。当 bsCOD 脱除率为 95%，采用的净生物体合成产率为 0.04g VVS/g COD 时，每天产生的甲烷量为多少立方米?

【计算步骤】

1. 进行 COD 的定态质量衡算，确定流入 COD 转化为甲烷的量 要求的定态质量衡算为

流入 出口流中 流入 COD 流入 COD

0 = COD − 流入 COD 的分数 − 转化为细胞组织 − 转化为甲烷

$$COD_{in} = COD_{eff} + COD_{VSS} + COD_{甲烷}$$

确定各质量衡算项：

$$COD_{in} = (5000g/m^3)(3000\ m^3/d) = 15000000g/d$$
$$COD_{eff} = (1 - 0.95)(5000g/m^3)(3000\ m^3/d) = 750000g/d$$
$$COD_{VSS} = (1.42g\ COD/g\ VSS)(0.04g\ VSS/gCOD)(0.95)(15000000g/d)$$
$$= 809400g/d$$

求解转化为甲烷的 COD

$$COD_{甲烷} = 15000000 - 75000 - 809400 = 13440600 g/d$$

2. 确定 35℃时产生的甲烷的数量　确定 1mol 气体 35℃时占据的气体体积：

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$= \frac{(1mol)(0.082057atm \cdot L/mol \cdot K)[(273.15 + 35)K]}{1.0atm}$$

$$= 25.29L$$

在厌氧条件下转化的 COD 的 CH_4 当量为(25.29L/mol)/(64gCOD/molCH_4) = 0.40 L CH_4/gCOD。

那么，产生的甲烷量为

$$CH_4 产量 = (13440600\ g\ COD/d)(0.40\ L\ CH_4/gCOD)(1m^3/10^3L)$$

$$= 5376\ m^3/d$$

按 65%甲烷计

$$总气体流量 = (5376\ m^3/d)/0.65$$

$$= 8271\ m^3/d$$

确定实际操作温度下气体占据的体积是重要的。

16.19　废水特性评价

由给出的下列废水特性结果确定下列各项的浓度：

(1) bCOD(生物降解 COD)

(2) nbpCOD(非生物降解粒子 COD)

(3) sbCOD(缓慢生物降解 COD)

(4) nbVSS(非生物降解挥发悬浮固体)

(5) iTSS(惰性总悬浮固体)

(6) nbpON(非生物降解粒子有机氮)

(7) 总降解 TKN(克耶达氮)

流入废水特性如下：

成　分	浓度/(mg/L)	成　分	浓度/(mg/L)
BOD	195	TSS	220
sBOD	94	VSS	200
COD	465	TKN	40
sCOD(溶解 COD)	170	NH_4 - N	26
rbCOD(易生物降解 COD)	80	碱度	200(以 $CaCO_3$ 计)

活性污泥出口物流数据如下：

成　分	浓度/(mg/L)
sCODe	30
sON	1.2

【计算步骤】

1. 确定生物降解 COD(bCOD) 利用方程

$$bCOD \approx 1.6(BOD)$$

得到

$$bCOD = 1.6 \times 195mg/L = 312mg/L$$

2. 确定 nbpCOD 首先用如下方程确定 nbCOD

$$nbCOD = COD - bCOD$$

所以

$$nbCOD = (465 - 312)mg/L = 153mg/L$$

然后用如下方程确定 nbpCOD

$$nbpCOD = nbCOD - sCODe$$

得到

$$nbpCOD = (153 - 30)mg/L = 123mg/L$$

3. 确定 sbCOD 利用方程

$$sbCOD = bCOD - nbCOD$$

得到

$$sbCOD = (312 - 80)mg/L = 232mg/L$$

4. 确定 nbVSS 首先用如下方程确定 bpCOD/pCOD 的比值

$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{(bCOD/BOD)(BOD - sBOD)}{COD - sCOD}$$

式中 bpCOD 为生物降解粒子 COD，所以

$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{1.6 \times (195 - 94)mg/L}{(465 - 170)mg/L} = 0.55$$

然后用下式确定 nbVSS

$$nbVSS = \left[1 - \left(\frac{bpCOD}{pCOD}\right)\right] VSS$$

给出

$$nbVSS = (1 - 0.55)(200mg/L) = 90mg/L$$

5. 确定惰性 TSS

$$iTSS = TSS - VSS = (220 - 200)mg/L = 20mg/L$$

6. 确定 nbpON 首先用如下方程确定 VSS 的有机 N 含量

$$f_N = \frac{TKN - sON - NH_4 - N}{VSS}$$

所以

$$f_N = \frac{(40 - 1.2 - 26)mg/L}{200mg/L} = 0.064$$

然后用下式确定 nbpON

$$nbpON = f_N(nbVSS)$$

给出

$$\text{nbpON} = 0.064(90\text{mg/L}) = 5.8\text{mg/L}$$

7. 确定总降解 TKN

$$\begin{aligned}\text{bTKN} &= \text{TKN} - \text{nbpON} - \text{sON}\\ &= (40 - 5.8 - 1.2)\text{mg/L}\\ &= 33\text{mg/L}\end{aligned}$$

16.20　用 NRC 方程确定滴流过滤器的大小

一种 BOD 含量为 250 g/m³ 的城市废水用二级滴流过滤器进行处理。要求的出口质量为 BOD 含量为 25 g/m³。如果二级过滤器的深度均为 1.83m，循环比 R 为 2:1，求需要的过滤器直径。假定采用下列设计条件。

$$\text{流量} = 7570\ \text{m}^3/\text{d}$$

$$\text{废水温度} = 20℃$$

$$\text{初级沉淀的 BOD 脱除率} = 35\%$$

$$E_1 = E_2$$

【计算步骤】

1. 计算 E_1 和 E_2。

$$\text{总效率} = \frac{(200-25)\text{g/m}^3}{200\text{g/m}^3} \times 100\% = 87.5\%$$

$$E_1 + E_2(1 - E_1) = 0.875$$

$$E_1 = E_2 = 0.646$$

2. 计算循环因子 F　利用方程

$$F = \frac{1 + R}{(1 + R/10)^2} = \frac{1 + 2}{(1.2)^2} = 2.08$$

3. 计算第一过滤器的 BOD 负荷 W_1

$$\text{初级出口流 BOD} = (1.0 - 0.35)(250\ \text{g/m}^3) = 163\ \text{g/m}^3$$

$$W_1 = (163\ \text{g/m}^3)(7570\ \text{m}^3/\text{d})(1\text{kg}/10^3\text{g}) = 1234\ \text{kgBOD/d}$$

4. 计算第一级的体积 V_1　利用方程

$$E_1 = \frac{100}{1 + 0.4432\sqrt{\dfrac{W_1}{V_1 F}}}$$

所以

$$64.6 = \frac{100}{1 + 0.4432\sqrt{\dfrac{1234}{V_1(2.08)}}}$$

和

$$V_1 = 388\text{m}^3$$

5. 由横截面积 A_1 计算第一过滤器的直径 D_1

$$A_1 = \frac{V_1}{D_e} = \frac{388\text{m}^3}{1.83\text{m}} = 212\text{m}^2 = \frac{\pi}{4}D_1^2$$

$$D_1 = 16.4\text{m}$$

6. 计算第二过滤器的 BOD 负荷 W_2

$$W_2 = (1 - E_1)W_1 = (1 - 0.646)(1234\ \text{kgBOD/d}) = 437\text{kgBOD/d}$$

7. 计算第二级的体积 V_2 利用方程

$$E_2 = \frac{100}{1 + \frac{0.4432}{1 - E_1}\sqrt{\frac{W_2}{V_2 F}}}$$

所以

$$64.6 = \frac{100}{1 + \frac{0.4432}{1 - 0.646}\sqrt{\frac{437}{V_2 \times 2.08}}}$$

和

$$V_2 = 1096\text{m}^3$$

8. 计算第二过滤器的直径 D_2

$$A_2 = \frac{V_2}{D_e} = \frac{1096\text{m}^3}{1.83\text{m}} = 599\text{m}^2$$

$$D_2 = 27.6\text{m}$$

9. 计算每级过滤器的 BOD 负荷 对第一级过滤器：

$$\text{BOD 负荷} = \frac{1234\text{kg/d}}{388\text{m}^3} = 3.18\text{kg/(m}^3\cdot\text{d)}$$

对第二级过滤器：

$$\text{BOD 负荷} = \frac{437\text{kg/d}}{1096\text{m}^3} = 0.40\text{kg/(m}^3\cdot\text{d)}$$

10. 计算每级过滤器的水力负荷 对第一级过滤器：

$$\text{水力负荷} = \frac{(1+2)(7570\text{m}^3\text{/d})}{(1440\text{min/d})(212\text{m}^2)} = 0.0744\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{min})$$

对第二级过滤器：

$$\text{水力负荷} = \frac{(1+2)(7570\text{m}^3\text{/d})}{(1440\text{min/d})(599\text{m}^2)} = 0.0263\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{min})$$

相关计算 为适合标准回转分配器的结构，二过滤器的直径应圆整为最接近的 1.5m (5ft)。为减少建设费用，二滴流过滤器通常应制作成同样大小。在采用二等直径过滤器的场合，二者的脱除效率将是不相等的。

16.21 过滤介质尺寸的确定

由沙和无烟煤组成的双介质过滤器用于沉淀后的次级出口物流的过滤。如果该双介质过滤器中沙的有效尺寸为 0.55mm，确定为避免严重的相互混合无烟煤的有效尺寸。

【计算步骤】

1. 扼要叙述过滤介质的性质 对沙

有效尺寸 = 0.55mm

相对密度 = 2.65(见表)

对无烟煤

有效尺寸 = 需确定(mm)

相对密度 = 1.7(见表)

过滤材料	相对密度	空隙率 α	球形度①
无烟煤	1.4 ~ 1.75	0.56 ~ 0.60	0.40 ~ 0.60
沙	2.55 ~ 2.65	0.40 ~ 0.46	0.75 ~ 0.85
石榴石	3.8 ~ 4.3	0.42 ~ 0.55	0.60 ~ 0.80
钛铁矿	4.5	0.40 ~ 0.55	
绒毛状过滤介质		0.87 ~ 0.89	

来源：部分取自 Cleasby and Logsdon(1999)。

① 球形度定义为等体积球的表面积与过滤介质颗粒表面积之比。

2. 计算无烟煤的有效尺寸　利用方程

$$d_1 = d_2\left(\frac{\rho_2 - \rho_w}{\rho_1 - \rho_w}\right)^{0.667}$$

式中 ρ 为密度。如果密度用相对密度的数值代替结果是一样的。于是，

$$d_1 = 0.55\text{mm}\left(\frac{2.65 - 1}{1.7 - 1}\right)^{0.667}$$

$$= 0.97\text{mm}$$

相关计算　可用于判断是否发生相互混合的另一种方法是比较二相邻层的流化主体密度(例如上层沙为 450mm，和下层无烟煤为 100mm)。

16.22　去矿物质所需膜面积的确定

TDS 浓度为 3000 g/m^3 的咸水用由通量系数 k_w 为 1.5×10^{-6}s/m 和传质系数 k_i 为 1.8×10^{-6}m/s 的膜组成的薄膜脱除盐分。产物水含 TDS 不超过 200 g/m^3。流量 Q_p 为 0.01 m^3/s。净操作压力($\Delta P_a - \Delta\Pi$)将为 2500kPa。假定回收率 r 将为 90%。估算废弃物流量和浓缩物流的浓度。

【计算步骤】

1. 阐明求解问题的基础　问题涉及生产 0.01 m^3/s 水所需的膜面积和渗透液的 TDS 浓度。如果渗透液的 TDS 浓度远低于 200 g/m^3，将进料和渗透液混合可减小所需的膜面积。

2. 估计膜面积 A　利用方程

$$F_w = k_w(\Delta P_a - \Delta\Pi)$$

式中 F_w 为水的通量，得到

$$F_w = (1.5 \times 10^{-6}\text{s/m})(2500\text{kg/m}^2) = 3.75 \times 10^{-3}\ \text{kg/m}^2\cdot\text{s}$$

因为 $Q_p = F_w A$，那么

$$A = \frac{(0.010\text{m}^3/\text{s})(10^3\text{kg/m}^3)}{(3.75 \times 10^{-3}\text{kg/m}^2\cdot\text{s})} = 2667\text{m}^2$$

3. 估计渗透液的 TDS 浓度 Cp　利用方程

$$F_i = k_i \Delta C_i = \frac{Q_p C_p}{A}$$

式中 ΔC_i 为溶液的浓度梯度

$$Q_p C_p = k_i \left(\left[\frac{C_f + C_c}{2} \right] - C_p \right) A$$

假定 $C_c \approx C_f$，式中 C_f 为进料的溶质浓度，解得 C_p：

$$C_p = \frac{k_i A C_f}{Q_p + k_i A}$$

假定 $Q_p = rQ_f$。那么

$$C_p = \frac{(1.8 \times 10^{-6}\text{m/s})(2667\text{m}^2)(3.0\text{kg/m}^3)}{0.01 \times 0.9 + (1.8 \times 10^{-6}\text{m/s})(2667\text{m}^2)} = 0.152\text{kg/m}^3$$ ❶

渗透液的溶质浓度低于要求。通过混合减少面积是可能的。

4. 估计废弃物流量 R 利用方程

$$R = \frac{C_f - C_p}{C_f} \times 100\%$$

那么

$$R = \frac{3.0\text{kg/m}^3 - 0.152\text{kg/m}^3}{3.0\text{kg/m}^3} \times 100\% = 95\%$$

5. 估计浓缩物流浓度 TDS 利用方程

$$C_c = \frac{Q_f C_f - Q_p C_p}{Q_c}$$

那么

$$C_c = \frac{(0.1\text{L})(3.0\text{kg/m}^3) - (0.9\text{L})(0.152\text{kg/m}^3)}{0.1\text{L}} = 31.4\text{kg/m}^3$$

16.23 电渗析的面积和功率需求

确定由 240 个单元组成的电渗析装置将 4000 m^3/d 经处理的废水脱除矿物质成为工业冷却水所需的面积和功率。假定采用下列数据：

TDS 浓度 = 2500mg/L

阳离子和阴离子浓度 = 0.010g·eq/L

盐的脱除效率 = 50%

电流效率 F_c = 90%

CD/N 比值 = 500mA/cm^2

其中 CD 为电流密度，N 为溶液的当量浓度，电阻 $R = 5.0\Omega$

【计算步骤】

1. 计算电流强度 利用方程

$$I = \frac{FQN\eta}{\eta E_c}$$

❶原文误排为(2667m^3)，译者注。

式中 F 为法拉第常数，Q 为流量。那么

$$Q = (4000\text{m}^3/\text{d})(10^3\text{L/m}^3)(86400\text{s/d}) = 46.3\text{L/s}$$

$$I = \frac{(96485\text{A}\cdot\text{s/g}\cdot\text{eq})(46.3\text{L/s})(0.010\text{g}\cdot\text{eq/L}) \times 0.50}{240 \times 0.90}$$

$$= 103.4\text{A}$$

2. 确定所需功率　利用方程

$$P = RI^2$$

得到

$$P = (5.0\Omega)(103.4\text{A})^2 = 53477\text{W} = 53.5\text{kW}$$

3. 确定所需表面积　首先确定电流密度：

$$CD = (500)(\text{当量浓度}) = (500\text{mA/cm}^2) \times 0.010 = 50\ \text{mA/cm}^2$$[1]

所需面积为

$$\text{面积} = \frac{(103.4\text{A})(10^3\text{mA/A})}{(50\text{mA/cm}^2)} = 2068\text{cm}^2$$

然后假定采用正方形膜，确定膜面积为

$$\text{每块膜面积} = \sqrt{2068\text{cm}^2} \approx 45\text{cm}^2$$

注：实际性能必须由中间试验确定。

16.24　活性炭吸附数据的分析

确定用于下列颗粒活性炭(GAC)吸附实验数据的 Freundlich 和 Langmuir 等温式系数。在间歇吸附实验中采用的液体体积为 1L。溶液中吸附质的初始浓度为 3.37mg/L。在 7 天后达到平衡。

GAC 质量 m/g	溶液中吸附质平衡浓度 C_e/(mg/L)
0.0	3.37
0.001	3.27
0.010	2.77
0.100	1.86
0.500	1.33

Freundlich 等温式定义如下：

$$\frac{x}{m} = K_f C_e^{1/n}$$

式中　x/m——单位质量吸附剂吸附的吸附质质量，mg 吸附质/ g 活性炭；

K_f——Freundlich 容量因子(mg 吸附质/ g 活性炭)(L 水/ mg 吸附质)$^{1/n}$；

C_e——吸附后溶液中吸附质平衡浓度，mg/L；

$1/n$——Freundlich 强度参数。

Freundlich 等温式中的参数可由 $\lg(x/m)$ 对 $\lg C_e$ 进行标绘并利用如下方程确定

$$\lg\left(\frac{x}{m}\right) = \lg K_f + \frac{1}{n}C_e$$

[1] 此处原文有错 500mA/cm² × 0.010 应等于 5mA/cm²，译者注。

Langmuir 吸附等温式定义如下

$$\frac{x}{m} = \frac{abC_e}{1 + bC_e}$$

式中 x/m——单位质量吸附剂吸附的吸附质质量，mg 吸附质/ g 活性炭；

a、b——经验常数；

C_e——吸附后溶液中吸附质平衡浓度，mg/L。

Langmuir 吸附等温式中的常数可由 $C_e/(x/m)$对 C_e 进行标绘并利用如下方程确定

$$\frac{C_e}{x/m} = \frac{1}{ab} + \frac{1}{a}C_e$$

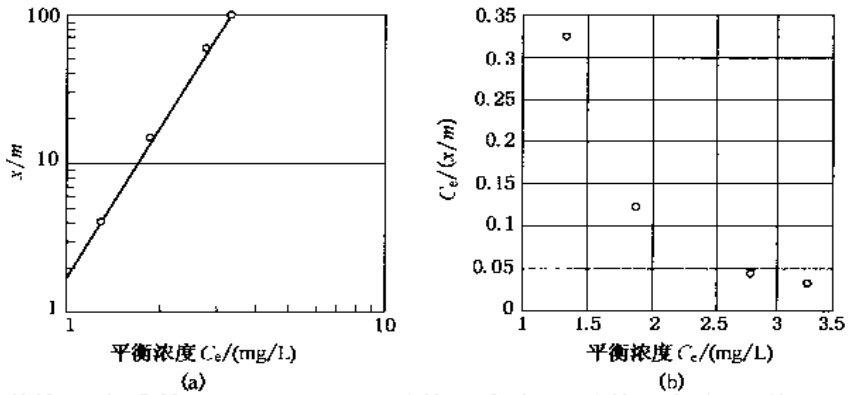
【计算步骤】

1. 用间歇吸附实验数据导出标绘 Freundlich 和 Langmuir 吸附等温式所需的数值

吸附质浓度/(mg/L)			m/g	x/m[①]/(mg/g)	$C_e/(x/m)$
C_0	C_e	$C_0 - C_e$			
3.37	3.37	0.00	0.000	—	—
3.37	3.27	0.10	0.001	100	0.0327
3.37	2.77	0.60	0.010	60	0.0462
3.37	1.86	1.51	0.100	15.1	0.1232
3.37	1.33	2.04	0.500	4.08	0.3260

① $q_e = \frac{x}{m} = \frac{(C_0 - C_e)V}{m}$。

2. 标绘 Freundlich 和 Langmuir 吸附等温式 利用步骤 1 导出的数据进行标绘(见下图)。



3. 确定吸附等温式系数 对 Freundlich 系数，当在双对数坐标纸上将 x/m 对 C_e 进行标绘时，当 $C_e = 1.0$ 时的截距为(x/m)值，直线的斜率等于 $1/n$。于是，$x/m = 1.55$，$K_f = 1.55$。当 $x/m = 1.0$ 时，$C_e = 0.9$ 和 $1/n = 0.26$。于是，

$$\frac{x}{m} = 1.5C_e^{0.26}$$

因为 Langmuir 等温式的标绘为曲线，采用 Langmuir 吸附等温式是不适当的。

16.25 估计典型二次污水所需臭氧剂量

利用下列从中试装置获得的消毒数据估计将过滤处理后的二次污水消毒到大肠菌的 MPN

(最可几数)数值为 240/100mL 所需的臭氧剂量。假定初始的大肠菌浓度为 1×10^6/100 mL 和臭氧传递效率为 80%。

实验编号	初始大肠菌计数 N_0/(MPN/100mL)	传递臭氧量/(mg/L)	最终大肠菌计数 N/(MPN/100mL)	$-\lg(N/N_0)$
1	95000	3.1	1500	1.80
2	470000	4.0	1200	2.59
3	3500000	4.5	730	3.68
4	820000	5.0	77	4.03
5	9200000	6.5	92	5.00

有关方程是

$$N/N_0=1 \qquad \text{对 } U<q \qquad (16.1)$$

$$N/N_0=(U/q)^{-n} \qquad \text{对 } U>q \qquad (16.2)$$

式中　N——消毒后剩余的生物体数;

N_0——消毒前存在的生物体数;

U——利用的(或传递的)臭氧剂量，mg/L;

n——剂量响应曲线的斜率;

q——当 $N/N_0=1$ 或　$\lg(N/N_0)=0$ 时 x 截距值(假定等于初始臭氧需要量)。

所需的臭氧剂量必需增加以考虑用于液体的臭氧的传递。所需的剂量可用下式计算:

$$D=U\left(\frac{100}{TE}\right) \qquad (16.3)$$

式中 D——臭氧总需要量，mg/L;

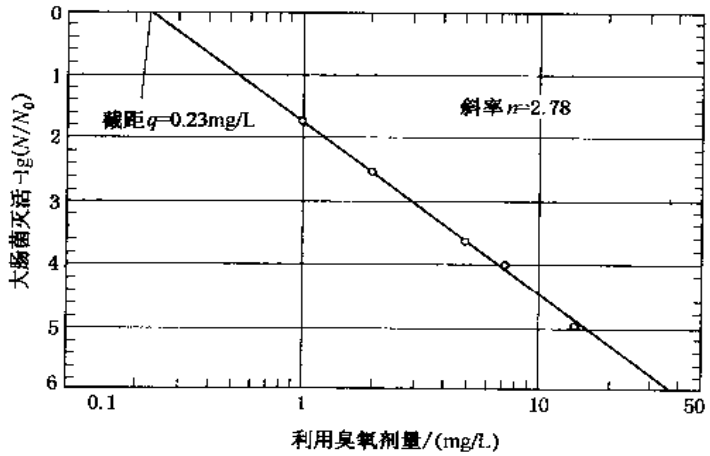
U——利用的(或传递的)臭氧剂量，mg/L;

TE——臭氧传递效率,%。

典型的臭氧传递效率为 80% ~ 90%。

【计算步骤】

1. 利用中试装置数据确定式(16.1)中的系数　将式(16.1)线性化，并在双对数坐标纸上将灭活数据的对数值对臭氧剂量进行标绘决定下列方程中的常数



$$N/N_0 = (U/q)^{-n}$$

$$\lg(N/N_0) = -n\lg(U/q)$$

需要的系数为

$$q = 0.23\text{mg/L} \quad n = 2.78$$

2. 确定为达到污水的大肠菌浓度 240MPN/100 mL 所需的臭氧剂量 重排式(16.2)求解 U：

$$U = q(N/N_0)^{-1/n}$$

那么

$$U = (0.23\text{mg/L})(240/10^6)^{-1/2.78} = 4.61\text{mg/L}$$

3. 确定必需使用的剂量 利用方程(16.3)，并假定传递效率为 80%。那么

$$D = U\left(\frac{100}{TE}\right) = (4.61\text{mg/L})\left(\frac{100}{80}\right) = 5.76\text{mg/L}$$

16.26 紫外线消毒系统的设计

设计一输送最小剂量为 100mJ/cm² 的紫外线消毒系统。假定下列数据适用本例：

废水特性：

- 最小设计流量 = 6000 m^3/d = 4167L/min(每天的低流量)
- 最大设计流量 = 21000 m^3/d = 14584L/min(有循环流的峰值小时流量)
- 最小透明度 = 55%

系统特性：

- 灯管构型为横向
- 确认的系统性能 = 在 20～43L/min·lamp 范围内为 100mJ/cm²
- 系统压头损失系数 = 1.8(制造商规定)
- 灯管/套管直径 = 23mm
- 石英套管横截面积存 = $4.15\times10^{-4}m^2$
- 灯管间距 = 75mm(中心对中心)
- 每流道需要一备用的紫外线灯管排

【计算步骤】

1. 确定紫外线流道的数目 制造商已为流量在 20～80 L/min·lamp 的三排灯管系统提供了确切的信息。在 20～43L/min·lamp 范围内系统可用剂量为 100mJ/cm²。

因此，对所考虑的设计剂量，系统具有约 2:1 的流量变动能力。

采用二个流道。4167～8000L/min 采用一个流道。在二流道间分流流量 8000～14584L/min，使得每流频道的负荷在 4000～7300L/min 之间。

2. 确定每一流道需要的灯管数 在 8000L/min 时，需要的总灯管数为

$$8000\text{L/min 时需要的灯管数} = \frac{(8000\text{L/min})}{(43\text{L/灯管}\cdot\text{min})} = 186\text{ 灯管}$$

3. 确定每排的最小灯管数

$$\frac{186\text{ 灯}}{3\text{ 排}} = 62\frac{\text{灯管}}{\text{排}}$$

4. 配置紫外线消毒系统 典型的，可获得每预制单元有 2、4、8 或 16 灯管。对 8 灯

管的预制单元，每排需 8 个预制单元以满足每排总计 64 灯管。

5. 校核设计是否处于制造商推进范围内　在低流量时，

$$\frac{4167\text{L/min}}{192\text{ 灯管}} = 21.7\text{L/灯管·min}$$

在高流量时，$\frac{14584\text{L/min}}{384\text{ 灯管}} = 38.0\text{L/灯管·min}$

这二种水力负荷量均处于制造商提供的紫外线消毒系统的可接受的范围内。

6. 校核选择结构的压头损失可否接受　首先确定流道横截面积：

$$\text{流道横截面积} = (8 \times 0.075\text{m}) \times (8 \times 0.075\text{m})$$
$$= 0.36\text{m}^2$$

然后减去石英套管的横截面积($4.15 \times 10^{-4}\text{m}^2$/ 灯管)确定净流道横截面积：

$$A_{\text{channel}} = 0.36\text{m}^2 - [(8 \times 8)\text{ 灯管 / 排}] \times (4.15 \times 10^{-4}\text{m}^2\text{/ 灯管})$$
$$= 0.33\text{m}^2$$

现在确定每个流道的最大速度：

$$v_{\text{channel}} = \frac{14584\text{L/min}}{(2\text{channel})(0.33\text{m}^2)(10^3\text{L/m}^3)(60\text{s/min})} = 0.37\text{m/s}$$

那么每个紫外线流道的压头损失为

$$h_{\text{channel}} = 1.8\frac{v^2}{2g}$$
$$= 1.8\frac{(0.37\text{m/s})^2(10^3\text{mm/m})}{2(9.81\text{m/s}^2)}(4\text{ 排}) = 50\text{mm}$$

注意：采用四排管以确定系统压头损失。四排管的采用包括每流道一排过剩灯管。因为石英套管的净间距为 52mm(75mm－23mm)，如果最上面的一排灯管不暴露在空气中，压头损失总计不能超过 26 mm(石英套管净间距的一半)。为了允许计算的 50mm 的总压头损失，每一紫外线流道将需要一阶梯形的流道底部。第二和第三排灯管间需要 24mm 的阶梯以满足预期的压头损失和允许第三和第四排灯管设置的更低。

7. 扼要叙述系统结构　最低要求的系统采用二个流道，每个流道包含 4 排串联灯管，3 排操作灯管和一排备用灯管。每排灯管包括 8 个预制单元，而每个预制单元包括 8 根灯管。

16.27　污水组成的估计

具有下表给出化学特征的再生水考虑用作冷却塔的补充水。如果采用五次浓缩循环，计算污水组成。假定进入冷却塔的热水温度为 50℃(120℉)，$CaSO_4$ 的溶解度约为 2200mg/L，如同该温度下的 $CaCO_3$。

组　分	浓度/(mg/L)
总硬度(以 $CaCO_3$ 计)	118
Ca^{2+}(以 $CaCO_3$ 计)	85
Mg^{2+}(以 $CaCO_3$ 计)	33
总碱度(以 $CaCO_3$ 计)	90
SO_4^{2-}	20
Cl^-	19
SiO_3	2

注：相对分子质量 $CaCO_3$ 100，$CaSO_4$ 136，H_2SO_4 98，和 SO_4^{2-} 96。

【计算步骤】

1. 确定循环水的总硬度 当总碱度小于总硬度时，Ca 和 Mg 还将以碳酸盐硬度之外的形式存在。

设浓缩液循环比等于5，获得循环水总硬度为

$$C_b = (\text{浓缩液循环比})(C_m)$$

式中 C_b 和 C_m 分别为污水和补充水中的盐浓度。于是，

$$C_b = 5 \times 118 = 590\text{mg/L } CaCO_3$$

2. 确定将 $CaCO_3$ 转化为 $CaSO_4$ 必需加入的 H_2SO_4 总量 为了将 $CaCO_3$ 转化为 $CaSO_4$，硫酸被注入循环水而发生下列反应：

$$CaCO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow CaSO_4 + H_2O + CO_2$$
$$100 \quad 98 \quad 136$$

式中 110、98 和 136 为相对分子质量。

如果不转化为硫酸盐，以 $CaCO_3$ 表示循环水的总碱度为 $5 \times 90 = 450\text{mg/L}$。如果保留10%总碱度不予转化以避免腐蚀，保存的碱度量以 $CaCO_3$ 表示为 $0.1 \times 450 = 45\text{mg/L}$。必须转化的碱度量以 $CaCO_3$ 表示为 $450 - (0.1 \times 450) = 405\text{mg/L}$。

为进行转化必须加入的硫酸根量为

$$\rho(SO_4^{2-}) = (405\text{mg/L})\left(\frac{96}{100}\right) = 389\text{mg/L}$$

转化为 $CaSO_4$，得到

$$\rho(CaSO_4) = (389\text{mg/L})\left(\frac{136}{96}\right) = 551\text{mg/L}$$

3. 确定循环水中要求的硫酸浓度

$$\rho(H_2SO_4) = (389\text{mg/L})\left(\frac{98}{96}\right) = 397\text{mg/L}$$

4. 确定循环水中由补充水贡献的硫酸根浓度 来自补充水的硫酸根为 $5 \times 20 = 100$ mg/L SO_4^{2-}。如果与 Ca^{2+} 相结合，浓度为

$$\rho(CaSO_4) = (100\text{mg/L})\left(\frac{136}{96}\right) = 142\text{mg/L}$$

5. 确定允许的额外生成的 $CaSO_4$ 的量 50℃(120°F)时 $CaSO_4$ 的溶解度约为 2200 mg/L。在循环水中，在浓缩液 5 次循环后，原存在 142 mg/L $CaSO_4$ 和由于加入硫酸形成 551 mg/L $CaSO_4$。因此，在超过溶解度极限前，额外形成 1507 mg/L $CaSO_4$ 理论上是允许的。$CaSO_4$ 在系统中沉淀前，浓缩液的循环已以高得多的循环比完成。

6. 确定循环水中 Cl^- 和 SiO_2 的浓度 对氯化物，$\rho(Cl^-) = 5 \times 19 = 95\text{mg/L}$

对氧化硅，$\rho(SiO_2) = 5 \times 2 = 10\text{mg/L}$

7. 扼要叙述浓缩液五次循环后污水的组成

参 数	浓度/(mg/L)	
	初 始	最 终
总硬度(以 $CaCO_3$ 计)	118	590
总碱度(以 $CaCO_3$ 计)	90	45
SO_4^{2-}	20	489
Cl^-	19	95
SiO_2	2	10

16.28　设计组合的用于原生和废活性污泥的重力增稠器

设计一具有下列特征的原生和废活性污泥的废水处理厂的重力增稠器：

污泥种类	相对密度	固体含量/%	流量/(m^3/d)
平均设计条件			
原生污泥	1.03	3.3	400
废活性污泥	1.005	0.2	2250
峰值设计条件			
原生污泥	1.03	3.4	420
废活性污泥	1.005	0.23	2500

【计算步骤】

1. 计算峰值设计条件的干固体　对原生污泥，

$$\text{干固体量} = (420\text{m}^3/\text{d})(1.03)(0.034\text{g/g})(10^3\text{kg/m}^3)$$
$$= 14708\text{kg/d}$$

对废活性污泥，

$$\text{干固体量} = (2500\text{m}^3/\text{d})(1.005)(0.0023\text{g/g})(10^3\text{kg/m}^3)$$
$$= 5779\text{kg/d}$$

因此，

$$\text{总污泥质量} = 14708 + 5779 = 20487\text{kg/d}$$
$$\text{总污泥流量} = 2500 + 420 = 2920\text{m}^3/\text{d}$$

2. 计算组合污泥的固体浓度　假定组合污泥的相对密度为 1.02。那么

$$\text{固体含量} = \frac{(20487\text{kg/d})}{(2920\text{m}^3/\text{d})(1.02)(10^3\text{kg/m}^3)} \times 100\% = 0.69\%$$

3. 根据固体负荷率计算表面积　因为固体含量在 0.5% ~ 1.5%之间，由表 16.4 选择固体负荷率为 50kg/m^2·d。那么

$$\text{面积} = \frac{20487\text{kg/d}}{50\text{kg/m}^2\cdot\text{d}} = 409.7\text{m}^2$$

表 16.4　重力增稠器的典型未增稠和增稠污泥浓度和固体负荷

污泥或生物固体类型	固体含量/%		固体负荷	
	未增稠	增　稠	lb/ft^2·d	kg/m^2·d
单独的				
原生污泥	2 ~ 6	5 ~ 10	20 ~ 30	100 ~ 150
滴流过滤器腐殖土污泥	1 ~ 4	3 ~ 6	8 ~ 10	40 ~ 50
旋转生物接触器	1 ~ 3.5	2 ~ 5	7 ~ 10	35 ~ 50
空气活化污泥	0.5 ~ 1.5	2 ~ 3	4 ~ 8	20 ~ 40
高纯氧活化污泥	0.5 ~ 1.5	2 ~ 3	4 ~ 8	20 ~ 40
延时曝气活化污泥	0.2 ~ 1.0	2 ~ 3	5 ~ 8	25 ~ 40
由原生消化槽产生的厌氧消化原生污泥	8	12	25	120
组合的				
原生和滴流过滤器腐殖土污泥	2 ~ 6	5 ~ 9	12 ~ 20	60 ~ 100

续表

污泥或生物固体类型	固体含量/%		固体负荷	
	未增稠	增 稠	lb/ft²·d	kg/m²·d
原生和旋转生物接触器	2~6	5~8	10~18	50~90
原生和废活化污泥	0.5~1.5	4~6	5~14	25~70
	2.5~4.0	4~7	8~16	40~80
废活化污泥和滴流过滤器腐殖土污泥	0.5~2.5	2~4	4~8	20~40
化学(三元)污泥				
高石灰	3~4.5	12~15	24~61	120~300
低石灰	3~4.5	10~12	10~30	50~150
铁	0.5~1.5	3~4	2~10	10~50

来源：取自 WEF(1996)。

4. 计算水力负荷率

$$水力负荷=\frac{2920m^3/d}{409.7m^2}=7.13m^3/m^2\cdot d$$

5. 计算增稠器直径 假定用二个增稠器。那么

$$直径=\sqrt{\frac{4\times 409.7m^2}{2\times\pi}}=16.15m$$

相关计算 峰值设计流量下的水力负荷率 $7.13m^3/m^2$ 位于推荐负荷率的较低端。为预防腐败和臭气，应提供稀释水。平均设计流量的稀释水需求计算是家庭作业的问题。增稠器尺寸 16.15m 在增稠器设备制造商通常推荐的用于城市废水处理的最大尺寸 20m 范围内。在实际设计中，将增稠器尺寸圆整到最接近 0.5m，或在本案例中为 16m。

16.29 带式压滤机设计

废水处理装置产生 72000L/d 含 3%固体的增稠生物固体。根据 8 小时/天和 5 天/周的常规操作时间设计一带式压滤机装置，带式压滤机的负荷率为 275kg/m·h，并又下列数据：

脱水污泥中的总固体 = 25%

滤液中的悬浮固体浓度 = 900mg/L = 0.09%

洗涤水流量 = 每 m 带宽 90L/min

污泥进料、脱水滤饼和滤液的相对密度分别为 1.02、1.07 和 1.01。

计算所需的带式压滤机数量和尺寸和以百分数表示的预期的固体捕集率。如果发生延续 3 天的峰值固体负荷，确定所需的每天运转小时数。

【计算步骤】

1. 计算平均周污泥生产量

$$\begin{aligned}湿生物固体 &= (72000L/d)(7d/week)(10^3g/L)(1kg/10^3g)(1.02)\\ &= 514080kg/week\end{aligned}$$

$$干固体 = 514080\times 0.03 = 15422kg/week$$

2. 计算日和小时干固体加工需求

$$\begin{aligned}日加工量 &= 15442kg/week/5\ 操作日\ /week\\ &= 3084kg/d\end{aligned}$$

$$小时加工量 = 3084/8 = 385.5kg/h(每操作日\ 8h)$$

3. 计算带式压滤机的尺寸

$$\text{带宽} = \frac{385.5\text{kg/h}}{275\text{kg/(m·h)}} = 1.40\text{m}$$

采用 1.5m 带式压滤机，并提供一台同样尺寸的压滤机作为备用。

4. 通过导出固体衡算和流量衡算方程计算滤液流量　首先，导出日固体衡算方程：

$$\text{污泥进料中的固体} = \text{污泥滤饼中的固体} + \text{滤液中的固体}$$

$$3084 = (S\ \text{L/d})(1.07)(0.25) + (F\ \text{L/d})(1.01) \times (0.0009)$$

$$3084 = 0.2675S + 0.00091F$$

式中　S——污泥滤饼流量，L/d；

F——滤液流量，L/d。

然后导出流量方程：

$$\text{污泥流量} + \text{洗涤水流量} = \text{滤液流量} + \text{滤饼流量}$$

$$\text{日污泥流量} = (72000\text{L/d})(7/5) = 100800\text{L/d}$$

$$\text{洗涤水流量} = (90\text{L/min·m})(1.5\text{m})(60\text{min/h})(8\text{h/d}) = 64800\text{L/d}$$

所以

$$100800 + 64800 = 165600 = F + S$$

现在联立求解质量衡算和流量方程，得到

$$F = 154600\text{L/d}$$

5. 确定固体捕集率

$$\text{固体捕集率} = \frac{\text{进料中的固体} - \text{滤液中的固体}}{\text{进料中的固体}} \times 100\%$$

$$= \frac{(3048\text{kg/d}) - [(154600\text{L/d}) \times 1.01 \times 0.0009 \times (10^3\text{g/L})(1\text{kg}/10^3\text{g})]}{3048\text{kg/d}} \times 100\%$$

$$= 95.4\%$$

6. 确定延续峰值生物固体负荷的操作需求　首先确定三天峰值负荷。从图 16.3 可见，连续三天中峰值负荷与平均负荷之比值为 2。峰值负荷为 $72000 \times 2 = 144000\text{L/d}$。

然后确定日操作时间要求，忽略储槽内的污泥：

$$\text{干固体量} = (144000\text{L/d}) \times 1.02 \times 0.03 = 4406\text{kg/d}$$

$$\text{操作时间} \frac{4406\text{kg/d}}{(275\text{kg/m·h})(1.5\text{m})} = 10.7\text{h}$$

此操作时间可通过除当班压滤机外在运行备用的带式压滤机或延长当班压滤机的运行时间实现。

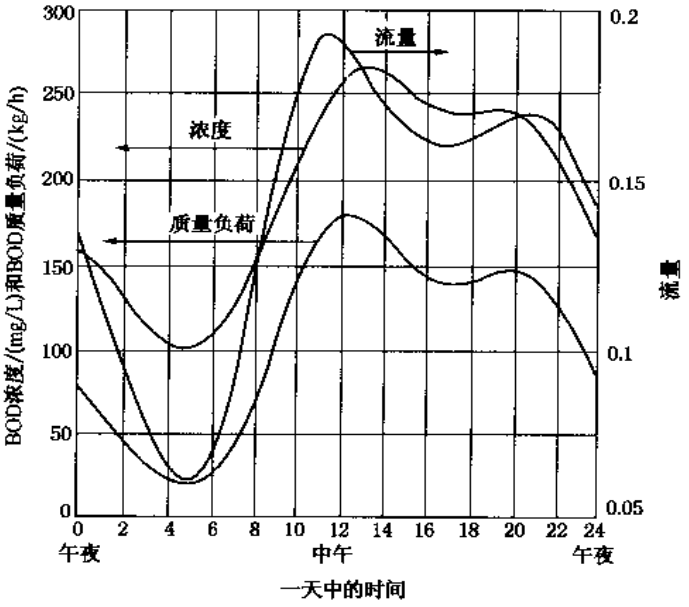


图 16.3　每天废水流量、BOD 和质量负荷变化的说明

评注　在脱水应用中污泥储槽的数

值是重要的，因为计划操作能最有效地适应劳动能力。如果污泥必须运离现场，安排白班期间的污泥脱水操作也是需要的。

參 考 文 献

1 Bard, Chemical Equilibrium, Harper and Row, 1966

2 Benfield, et al., *Process Chemistry for Water and Wastewater Treatment*, Prentice－Hall, 1982

3 Cleasby and Logsdon, "Granular Bed and Precoat Filtration," in Letterman (ed.), *Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies*, 5th ed, McGraw－Hill, 1999

4 Cornwell, "Air Stripping and Aeration," in Pontius (ed.) *Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies*, 4th ed, McGraw－Hill, 1990

5 Hand, et al., "Air Stripping and Aeration," in Letterman (ed.) Water Quality and Treatment: *A Handbook of Community Water Supplies*, 5th ed, McGraw－Hill, 1999

6 Lang, et al., *Trace Organic Constituents in Landfill Gas*, Dept. of Civil Engineering, Univ. of California－Davis, 1987

7 Montgomery, *Water Treatment Principles and Design*, Wiley, 1985

8 WEF. *Operation of Wastewater Treatment Plants*, 5th ed, Manual of Practice No.11, Vol.3, Chapts. 27～33, Water Environment Federation, 1996

第 17 章　生物技术

Robert L. Dream
主任，制药和生物技术部，欧洲
洛克伍德－格林公司
桑莫瑟特，新泽西

17.1　确定接种某生物反应所需的实验室反应器的尺寸

假定最小为 12%的接种物体积，为使 20000L 工业规模细胞培养反应器开始接种需要多大的实验室反应器？

【计算步骤】

1. 确定接种 20000L 生物反应器所需的反应器的大小　因为在反应开始前种子体积必须相当于反应器容积的 12%，在这一步骤规定的生物反应器必须具有 20000L 的生物反应器容积的 12%，即 0.12×20000，或 2400L。

2. 确定接种步骤 1 中 2400L 生物反应器所需的生物反应器的大小　应用和步骤 1 相同的逻辑，我们知道第二步寻求的生物反应器必须为 2400L 的 12%，即 0.12×2400，或 288L。

3. 继续重复步骤 2 直到达到合理的实验室生物反应器的体积　288L 的 12%为 34.6L；然后 34.6L 的 12%为 4.15L；4.15L 的 12%为 500mL。于是，可采用 4.15L 的实验室反应器，如果能得到这种反应器。不然的话，采用 500mL 的反应器。500mL 反应器的物料提供给 4.15L 的反应器进行接种；然后将后一反应器的物料供 34.6L 生物反应器接种；34.6L 反应器的物料再接种 288L 的生物反应器；如此等等。

17.2　估计生物反应器杀菌所需的保持时间

室温(25℃)下含 $20m^3$ 培养基的生物反应器准备通过直接注入饱和清洁蒸汽进行杀菌。典型的培养基中的细菌数为 10×10^{12}个/m^3，细菌数需降低到这样的水平，使污染菌在杀菌过程中残存的机会为 1/1000，即对该反应器为 1×10^{-3}。

蒸汽(345kPa，绝压)将以流量 2500kg/h 注入，当培养基温度达到 122℃时停止注入蒸汽。在保持时间内，反应器的热损失假定可忽略。在适当的保持时间后，20℃的水以 $2000m^3$/h 的流量通过生物反应器的夹套，对生物反应器进行冷却直到培养基的温度达到 30℃。夹套传热面积为 $10m^2$，对此操作，冷却的平均总传热系数 U 为 2000kJ/(h·m^2·K)。培养基中的耐热菌种可用 Arrhenius 系数(k_{d_0})为 $5.7 \times 1039\ h^{-1}$和活化能(E_d)为 2.834×10^5 kJ/kmol 描述其特性见参考文献[9，10]。122℃时的热死亡常数(k_d)为 197.6/h。培养基的热容和密度分别为 4.187kJ/kg·K 和 1000 kg/m^3。估计所需的保持时间。

【计算步骤】

1. 确定该杀菌操作的 del 因子　del 因子 ∇ 为初始细菌数 n_0 和允许的残存细菌数 n 的比值的自然对数。于是，

$$\nabla = \ln(n_0/n) = \ln\{[10\times10^{12}\mathrm{m}^{-3}(20\mathrm{m}^3)]/[1\times10^{-3}]\} = 39.8 \tag{17.1}$$

2. 确定将系统由初始温度 $T_0$25℃加热到温度 T122℃所需的时间 t

$$T = T_0 + \frac{H_{ms}t}{c(M + m_s t)} \tag{17.2}$$

式中 c 为热容，H_{ms}为相对于原始混合物焓的饱和蒸汽焓，而 M 和 m 分别为培养基和蒸汽质量。

从蒸汽表看，345kPa 的饱和蒸汽和 25℃的水的焓分别为 2731 和 105kJ/kg。因此，相对于 25℃的培养基，345kPa 的饱和蒸汽焓为

$$H = 2731 - 105 = 2626\ \mathrm{kJ/kg} \tag{17.3}$$

可用此值计算将培养基由 25℃加热到 122℃所需的时间：

$$T = T_0 + \frac{(2626\mathrm{kJ/kg})(2500\mathrm{kg/h})t}{(4.187\mathrm{kJ/kg\cdot K})[(20\mathrm{m}^3)(1000\mathrm{kg/m}^3) + (2500\mathrm{kg/h})t]} \tag{17.4}$$

$$= T_0 + \frac{78.4t}{1 + 0.125t} \tag{17.5}$$

当 T = 122℃(395K)和 T_0 = 25℃(298K)时，试差求解式(17.5)得到 t 值为 1.46h。

3. 确定加热步骤的 del 因子 ∇_{heat} 微生物的热死亡通常遵循一级过程，

$$\frac{\mathrm{d}n_v}{\mathrm{d}t} = -kn_v = -k_0 e^{[-E/RT(t)]}n_v \tag{17.6}$$

或

$$\nabla = \ln\frac{n_0}{n} = \int_0^t k_d\mathrm{d}t = k_{d0}\int_0^t e^{-(E_d/RT)}\mathrm{d}t \tag{17.7}$$

式中 k_{d0}和 E_d 分别为 Arrhenius 系数和活化能，T 为热力学温度，t 为消逝的时间。那么，

$$\nabla_{heat} = 5.7\times10^{39}\int_0^{1.46}\exp\left[\frac{-2.834\times10^5}{8.318}\left(298 + \frac{78.4t}{1 + 0.125t}\right)^{-1}\right]\mathrm{d}t \tag{17.8}$$

$$= 14.8 \tag{17.9}$$

4. 确定将混合物冷却到 30℃(303K)所需的时间和冷却步骤的 del 因子 ∇_{cool} 在冷却过程中，温度变化可近似表示为

$$T = T_{co} + (T_o - T_{co})\exp[(1 - e^{(-uA/m_c c)})m_c t/M] \tag{17.10}$$

$$= 293 + 102e^{(-0.674)t} \tag{17.11}$$

式中 T_{co}为冷却介质温度，U 为总传热系数[2000kJ/(h·m²·K)]，A 为传热面积(10m²)，m_c 和 c 为 20℃冷却水的质量和热容。那么，当最终温度为 30℃时，求解得冷却时间为 3.45h。因此，

$$\nabla_{cool} = 5.7\times10^{39}\int_0^{3.45}\exp\left[-\frac{2.834\times10^5}{8.318[293 + 102\exp(-0.674t)]}\right]\mathrm{d}t \tag{17.12}$$

$$= 13.9$$

5. 求保持时间的 del 因子 ∇_{hold}和因此需要的保持时间 t_{hold} 保持时间的 del 因子（∇_{hold}）为

$$\nabla_{hold} = \nabla_{total} - \nabla_{heat} - \nabla_{cool} \tag{17.13}$$

$$= 39.8 - 14.8 - 13.9 \tag{17.14}$$

$$= 11.1 \tag{17.15}$$

热死亡常数(k_d)为 197.6h^{-1}(122℃时)。因此

$$t_{hold} = \frac{\nabla_{hold}}{k_d} = \frac{11.1}{197.6} \tag{17.16}$$

$$= 0.056h = 3.37min \tag{17.17}$$

相关计算　比死亡速率 k_d 的数值不仅取决于细胞的种类，而且取决于细胞的生理形态。k_d 与温度的关系可假定服从 Arrhenius 方程，

$$k_d = k_{d0}e^{-[E_d/RT(t)]} \tag{17.18}$$

式中 E_d 是活化能，可由 k_d 对 $1/T$ 标绘的斜率获得。

17.3　确定杀菌器需要的容积

一有直接蒸汽喷射气和急骤冷却器的连续杀菌器用于培养基的连续杀菌。培养基以流量 2m^3/h 流过该杀菌器。对这种培养基典型的细菌数 n_{v0}为 5×10^{12}个/m^3[1]；细菌数必须降低到这样的水平 n，在一个月的操作过程中只有一个细菌能存活。培养基中的耐热菌种可用 Arrhenius 系数(k_{d0})为 5.7×1039 h^{-1}描述其特性参考文献[9，10]。活化能(E_d)为 2.834×10^5 kJ/kmol。杀菌器用内径为 0.102m 的管子制造。可获得表压为 600kPa 的蒸汽使杀菌器达到 125℃的操作温度。在此温度下，培养基的物理性质为热容 c_p 为 4.187kJ/kg·K，密度 ρ 为 1000 kg/m^3 和粘度 μ 为 4kg/m·h。如果假定为理想的活塞流，杀菌器管长应为多少？

【计算步骤】

1. 确定有关的 del 因子(见例 17.2)　利用式(17.1)，式中 k_d 为死亡速率常数：

$$\nabla = \ln\frac{n_{v0}}{n_v} = \int_0^t k_d dt = k_{d0}\int_0^t e^{-(E_d/RT)}dt \tag{17.19}$$

或

$$\nabla = \ln\frac{n_{v0}}{n_v} = \ln\left[\frac{(5\times10^{12}m^{-3})(2m^3/h)(24h/d)(30d)}{1}\right]$$

$$= 36.51 \tag{17.20}$$

2. 确定所需的保持时间 τ_{hold}　因为保持段的温度恒定，式(17.20)简化为

$$\nabla_{heat} = k_d\tau_{hold} \tag{17.21}$$

由所给的数据，用下式计算 k_d

$$k_d = k_{d0}e^{-(E_d/RT)} \tag{17.22}$$

得到

$$k_d = 378.6h^{-1} \tag{17.23}$$

因此，

$$\tau_{hold} = \frac{\nabla}{k_d} = \frac{36.51}{378.6} = 0.10h \tag{17.24}$$

3. 确定培养基通过杀菌器的速度　培养基的速度 u 为体积流量除以杀菌器的横截面积：

$$u = [2m^3/h]/[(\pi/4)(0.102m)^2] = 245m/h$$

[1]原文错排为 $5\times10^{12}m^3$，译者注。

4. 确定需要的杀菌器长度 长度 L 等于需要的保持时间乘以培养基速度：

$$L = u\tau_{hold} = (0.10h)(245m/h) = 24.5m$$

17.4 求取水中溶解氧的传质系数

计算在装备有平桨圆盘涡轮和喷射器的混合容器中在 1atm 下从空气溶解到 25℃水中的氧的传质系数 k_L。在上述条件下，氧在水中的扩散系数 D_{AB}为 $2.5\times10^{-9}m^2/s$，水的粘度为 $8.904\times10^{-4}kg/(m\cdot s)$，水的密度为 $997.08kg/m^3$。采用 Calderbank 和 Moo－Young 关联式见参考文献[14]。

【计算步骤】

1. 确定 25℃时空气的密度 ρ_{air} 利用理想气体定律：

$$\rho_{air} = (压力)(相对分子质量)/(气体常数)(温度)$$

$$\rho_{air} = (1.01325\times10^5Pa)(29kg/kg-mol)/(8.314\times10^3)(298K)$$

$$= 1.186kg/m^3$$

2. 计算有关的 *Schmidt* 数 N_{Sc} 有关的 Schmidt 数是液体粘度与液体密度和扩散系数乘积的比值：

$$N_{Sc} = (8.904\times10^{-4})/(997.08\times2.5\times10^{-9}) = 357.2$$

3. 确定小气泡的 k_L 利用关联式，

$$k_L = 0.31N_{Sc}^{-2/3}\left(\frac{\Delta\rho\mu_c g}{\rho_c^2}\right)^{1/3} \tag{17.25}$$

式中密度差为水和空气之间的密度差，下标 c 指液体，而 g 为重力加速度。那么，

$$k_L = 0.31(357.2)^{-2/3}\left[\frac{(997.08-1.186)\times8.904\times10^{-4}\times9.81}{997.08^2}\right]^{1/3} \tag{17.26}$$

$$= 1.27\times10^{-4}m/s \tag{17.27}$$

4. 确定大气泡的 k_L 对大气泡，代入下列方程

$$k_L = 0.42N_{Sc}^{-1/2}\left(\frac{\Delta\rho\mu_c g}{\rho_c^2}\right)^{1/3} \tag{17.28}$$

给出

$$k_L = 0.42(357.2)^{-1/2}\left[\frac{(997.08-1.186)\times8.904\times10^{-4}\times9.81}{997.08^2}\right]^{1/3} \tag{17.29}$$

$$= 4.58\times10^{-4}m/s \tag{17.30}$$

注解：注意小气泡和大气泡相似，传质系数与混合器功率消耗和气体流量都无关。

17.5 对水中氧的扩散系数进行估计并评估其结果

利用 Wilke－Chang 和 Othmer－Thaker 关联式(见参考文献[7]和[5])估计 25℃时氧在水中的扩散系数 D_{AB}(氧作为组分 A，水作为组分 B)，并把计算的数值与实验值 $2.5\times10^{-9}m^2/s$ 进行比较。(实验值本身可能具有的误差为 ±20%)。然后，将实验值转化为对应于温度 40℃的值。氧的分子体积 V_{bA}为 $0.0256\ m^3/kmol$；水的缔合因子 ξ 为 2.26；25℃时水的粘度

为 8.904×10^{-4}kg/(m·s)；40℃时水的粘度为 6.529×10^{-4}kg/(m·s)。

【计算步骤】

1. 用 Wilke－Chang 关联式估计 $D°_{AB}$　Wilke－Chang 关联式如下：

$$D°_{AB}=\frac{1.173\times10^{-16}(\xi M_B)^{0.5}T}{\mu V_{bA}^{0.6}} \tag{17.31}$$

式中 M_B 表示水的相对分子质量。

那么

$$D°_{AB}=\frac{1.173\times10^{-16}\times(2.26\times18)^{0.5}\times298}{8.904\times10^{-4}(0.0256)^{0.6}} \tag{17.32}$$

$$=2.25\times10^{-9}\text{m}^2/\text{s}^{❶} \tag{17.33}$$

2. 用 Othmer－Thaker 关联式估计 $D°_{AB}$　Othmer－Thaker 关联式如下：

$$D°_{AB}=\frac{1.112\times10^{-13}}{\mu^{1.1}V_{bA}^{0.6}} \tag{17.34}$$

那么，

$$D°_{AB}=\frac{1.112\times10^{-13}}{(8.904\times10^{-4})^{1.1}(0.0256)^{0.6}} \tag{17.35}$$

$$=2.27\times10^{-9}\text{m}^2/\text{s} \tag{17.36}$$

3. 评估这些估计值和实验值之间的误差　如果定义预测值和实验值之间的误差为

$$\text{误差}=\frac{(D°_{AB})_{\text{预测}}-(D°_{AB})_{\text{实验}}}{(D°_{AB})_{\text{实验}}}\times100\% \tag{17.37}$$

所得误差分别为－10%和－9.2%。因为实验值本身的精度为±20%，所以二估计值都是令人满意的。

4. 将估计值转化为 40℃时的相应值　Wilke－Chang 关联式(见步骤 1)表明对给定的液体系统($D°_{AB}\mu/T$)为常数。可利用此假定估计 40℃时的扩散系数：

$$\text{40℃ 的 } D°_{AB}=(\text{25℃ 的 } D°_{AB})(\text{粘度比})(\text{热力学温度比})$$

$$=[2.5\times10^{-9}][(8.904\times10^{-4})/(6.529\times10^{-4})](313/298)$$

$$=3.58\times10^{-9}\text{m}^2/\text{s}$$

作为另一种方法，Othmer－Thaker 关联式(见步骤 2)表明 $D°_{AB}{}^{1.1}$为常数。根据此假定，

$$\text{40℃ 的 } D°_{AB}=(\text{25℃ 的 } D°_{AB})(\text{粘度比})^{1.1}$$

$$=[2.5\times10^{-9}][(8.904\times10^{-4})/(6.529\times10^{-4})]^{1.1}$$

$$=3.52\times10^{-9}\text{m}^2/\text{s}$$

17.6　计算喷射生化反应器的参数

直径 $D_T=1.22$m 的碟形封头储槽用水装填到等于槽直径的操作液面。该储槽设有四个等间距的挡板，挡板宽度为 1/10 槽直径。槽用直径 0.36m 的平板、六桨圆盘涡轮搅拌。搅拌器转速为 2.8rev/s。喷射空气通过位于搅拌器下方的开口管进入，体积流量 Q 在 25℃下为 0.00416m³/s。计算下列各项：搅拌器功率需求 P_m；气体持有量(在分散体中气相的体积分

❶原文误排为 2.25×10^{-9}m/s，译者注。

数)H；分散气泡的沙得(Sauter)平均直径。水的粘度 μ 为 8.904×10^{-4}kg/(m·s)，密度 ρ 为 997.08kg/m^3，以及因此动力粘度 ν 为 8.93×10^{-4}m^2/s。空气－水界面的表面张力 σ 为 0.07197kg/s^2。假定气泡直径范围为 2～5mm。

【计算步骤】

1. 计算搅拌器雷诺数 搅拌器雷诺数的定义式为

$$N_{Re}=\frac{\rho N D_I^2}{\mu}$$

式中 N 为搅拌器转速，D_I 为搅拌器直径(搅拌器雷诺数的更多资料见第 12 章)。

因此，$N_{Re}=997.08\times2.8\times0.36^2/(8.904\times10^{-4})=406357$

2. 计算没有气体喷射时所需的叶轮功率 P_{m0} 重排湍流功率数 N_P 的公式(见第 12 章)，以便求解叶轮功率：

$$P_{m0}=N_P\rho N^3D^5$$

因为叶轮雷诺数大于 10000，叶轮功率数为常数 6。因此，$P_{m0}=6\times997.08\times2.8^3\times0.36^5=794$W。

3. 计算气体喷射系统需要的功率 P_m P_m 由下式计算：

$$\lg\frac{P_m}{P_{m0}}=192\left(\frac{D_I}{D_T}\right)^{4.38}\left(\frac{D_I^2N}{\nu}\right)^{0.115}\left(\frac{D_IN^2}{g}\right)^{1.96\left(\frac{D_I}{D_T}\right)}\left(\frac{Q}{ND_I^3}\right)$$

式中 g 为重力加速度。因此，

$$\lg\frac{P_m}{794}=192\left(\frac{0.36}{1.22}\right)^{4.38}\left(\frac{0.36^2\times2.8}{8.93\times10^{-7}}\right)^{0.115}\left(\frac{0.36\times2.8^2}{9.81}\right)^{1.96\left(\frac{0.36}{1.22}\right)}\left(\frac{0.00416}{2.8\times0.36^3}\right)$$

因此，$P_m=687$W。

4. 计算气－液系统的体积 u 这就是流体系统的体积：

$$v=\pi\times1.22^2\times1.22/4=1.43\text{m}^3$$

5. 计算喷射气体的表观速度 V_s 利用公式 $V_s=4Q/(\pi D_T^2)$。于是，

$$V_s=4\times0.00416/(3.1416\times1.22^2)=0.00356\text{m/s}$$

6. 计算持气量 H 利用公式

$$H=\left(\frac{V_sH}{V_t}\right)^{1/2}+2.16\times10^4\left[\frac{(P_m/u)^{0.4}\rho_c^{0.2}}{\sigma^{0.6}}\right]\left(\frac{V_s}{V_t}\right)^{1/2}$$

式中 V_t 为自由上升过程中的终极气泡速度，当气泡直径在 2～5mm 范围内其数值为 0.265m/s。[对高表观速度($V_s>0.02$m/s)，用有效输入功率 P_e 和(V_t+V_s)分别代替 P_m 和 V_t，见参考文献 8]。

那么，

$$H=\left(\frac{0.00356H}{0.265}\right)^{1/2}+2.16\times10^{-4}\left[\frac{(687/1.43)^{0.4}\times997.08^{0.2}}{0.07197^{0.6}}\right]\left(\frac{0.00356}{0.265}\right)^{1/2}$$

$$=0.023$$

7. 计算沙得平均直径 D_{32} 沙得平均直径是液滴体积与液滴表面积之比等于整个分散体的比值的虚拟液滴的直径。利用公式

$$D_{32} = 4.15\left[\frac{\sigma^{0.6}}{(P_m/v)^{0.4}\rho_c^{0.2}}\right]H^{0.5} + 9.0\times10^{-4}$$

这给出

$$\begin{aligned} D_{32} &= 4.15\left[\frac{0.07197^{0.6}}{(687/1.43)997.08^{0.2}}\right]\times(0.023)^{0.5} + 9.0\times10^{-4} \\ &= 0.00366\text{m} \\ &= 3.66\text{mm} \end{aligned}$$

相关计算　对液相传质系数 k_L 的计算，可采用下列公式(见参考文献[14])，式中 N_{sc} 为 Schmidt 数，而下标 c 指液相：

对直径小于 2.5mm 的气泡

$$k_L = 0.31N_{Sc}^{-2/3}\left(\frac{\Delta\rho\mu_c g}{\rho_c^2}\right)^{1/3}$$

对直径大于 2.5mm 的气泡

$$k_L = 0.42N_{Sc}^{-1/2}\left(\frac{\Delta\rho\mu_c g}{\rho_c^2}\right)^{1/3}$$

17.7　确定用于蛋白质溶液微过滤的过滤器的尺寸

我们希望用间歇错流微过滤浓缩溶液并实现溶剂切换。陶瓷微过滤膜的通量 j_v 为 10gal/(h·ft^2)。初始溶液体积为 1800gal；最终体积为 360gal。存在的蛋白质量为 18.0kg，而相对分子质量为 1213.43g/mol。压降为 30psi(约为 2atm)和操作温度为 277K。计算在 2h 内完成过滤需要的面积 A。

【计算步骤】

1. 列出确定微过滤所需时间的方程　方程如下所示，以 L_p 表示溶剂的渗透系数和 n_1 表示溶质的量(mol)：

$$t = \left[\frac{1}{AL_p\Delta p}\right]\left\{(V_0 - V) + \left(\frac{RTn_1}{\Delta p}\right)\ln\left(\frac{V_0 - \dfrac{RTn_1}{\Delta p}}{V - \dfrac{RTn_1}{\Delta p}}\right)\right\} \tag{17.38}$$

2. 代入已知数值简化步骤 1 中的方程　项

$$\frac{RTn_1}{\Delta p} = \frac{[0.082L - \text{atm}/(\text{gmol} - \text{K})(277\text{K})]\left(\dfrac{18\times10^3\text{g}}{1213.43\text{g/gmol}}\right)}{2\text{atm}} = 168.33\text{L} \tag{17.39}$$

和由式(17.38)得到项

$$\Pi = \left\{(V_0 - V) + \left(\frac{RTn_1}{\Delta p}\right)\ln\left(\frac{V_0 - \dfrac{RTn_1}{\Delta p}}{V - \dfrac{RTn_1}{\Delta p}}\right)\right\} \tag{17.40}$$

可计算得到

$$\begin{aligned} \Pi = \{&(1800\text{gal}\times3.78\text{L/gal} - 360\text{gal}\times3.78\text{L/gal}) \\ &+ 168.33\text{Lln}\left(\frac{1800\text{gal}\times3.78\text{L/gal} - 168.33\text{L}}{360\text{gal}\times3.78\text{L/gal} - 168.33\text{L}}\right)\} \end{aligned} \tag{17.41}$$

$$= 1516.41\text{gal} \tag{17.42}$$

因此，式(17.38)简化为

$$t = \left[\frac{1}{AL_p\Delta p}\right](1516.41\text{gal}) \tag{17.43}$$

3. 列出然后重排通过过滤器的流量 dV/dt 的方程

$$\frac{dV}{dt} = -Aj_v = -AL_p\Delta p\left(1 - \frac{RTc_1}{\Delta p}\right) \tag{17.44}$$

但是

$$n_1 = c_1 V \tag{17.45}$$

或

$$c_1 = \frac{n_1}{V} = \frac{\dfrac{18 \times 10^3 g}{1213.43\text{g/gmol}}}{1800\text{gal} \times 3.78\text{L/gal}} = 0.002\text{gmol/L} \tag{17.46}$$

代入给出

$$\frac{RTc_1}{\Delta p} = \frac{[0.082\text{L} - \text{atm}/(\text{gmol} - \text{K})](277°\text{K})(0.002\text{gmol/L})}{2\text{atm}} = 0.02 \tag{17.47}$$

4. 重排方程(17.38)然后求解得到所需面积

$$A = \frac{\Pi}{L_p\Delta pt} \tag{17.48}$$

因此，由式(17.44)和(17.47)我们有

$$j_v = L_p\Delta p(0.98) \tag{17.49}$$

那么式(17.48)简化为

$$A = \frac{\Pi(0.98)}{j_v t} \tag{17.50}$$

$$= \frac{1516.41^{❶}\ \text{gal}(0.98)}{(2\text{h})[10\text{gal}/(\text{h} - \text{ft}^2)]} \tag{17.51}$$

因此

$$A = 74.31\text{ft}^2$$

为在 2h 内错流 1800gal 至 360gal 所需的面积。

相关计算 同样的计算方法可用于纳米过滤。

两种情况中的随便哪一种，如果膜完全排斥溶质或浓度极化可忽略，那么通过边界层的浓度是恒定的和很小的。因此式(17.38)简化为

$$t = \left[\frac{1}{AL_p\Delta p}\right](V_0 - V) \tag{17.52}$$

或

$$t = \left[\frac{1}{AL_p\Delta p}\right](1800\text{gal} - 360\text{gal}) \tag{17.53}$$

或

$$t = \left[\frac{1}{AL_p\Delta p}\right](1440\text{gal}) \tag{17.54}$$

而因为 $RTc_1/\Delta p$ 变得很小可被忽略，并因为 $n_1 = c_1 V$，那么

$$\frac{dV}{dt} = -Aj_v = -AL_p\Delta p\left(1 - \frac{RTc_1}{\Delta p}\right) \tag{17.55}$$

❶原书误排为 1516.49，译者注。

简化为

$$j_v \cong L_p \Delta p \tag{17.56}$$

然后将式(17.54)修改为

$$A = \frac{1440\text{gal}}{L_p \Delta p t} \tag{17.57}$$

或

$$A = \frac{1440\text{gal}}{j_v t} \tag{17.58}$$

或

$$A = \frac{1440\text{gal}}{2\text{h} \times [10\text{gal}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)]} \tag{17.59}$$

因此，$A = 72\text{ft}^2$ 为当浓度极化可忽略时在 2h 内错流 1800gal 至 360gal 所需的面积。

因浓度极化所需的额外的膜面积的百分数为

$$\Delta A\% = \frac{74.31\text{ft}^2 - 72\text{ft}^2}{74.31\text{ft}^2} \frac{1}{100} = 3.12\%$$

17.8　估计从肉汤中除去细菌的 Westfalia 分离器的能力

估计从发酵肉汤中分离 *E*. 大肠杆菌的 CSA 8 型 Westfalia 澄清器的生产能力。该分离器的规格如下：

转筒速度：　$n = 9200\text{L/min}$，即 $\omega = 963\text{s}^{-1}$

圆盘数：　$z = 72$

圆盘角度：　$\phi = 55°$

圆盘外半径：　$r_1 = 0.081\text{m}$

圆盘内半径：　$r_2 = 0.036\text{m}$

E. 大肠杆菌的特征如下：

要被分离的最小的 *E*. 大肠杆菌：　$d_{\text{limit}} = 0.8\mu\text{m} = 0.8 \times 10^{-6}\text{m}$

固体密度：　$\rho_1 = 1.05\text{g/cm}^3 = 1050\text{kg/m}^3$

营养物密度：　$\rho_2 = 1.02\text{g/cm}^3 = 1020\text{kg/m}^3$

密度差：　$\Delta\rho = 0.03\text{g/cm}^3 = 30\text{kg/m}^3$

动力粘度：　$\eta = 1.02 \times 10^{-3}\text{kg/m}\cdot\text{s}$

重力加速度：　$g = 9.81\text{m/s}^2$

【计算步骤】

1. 利用下列方程达到生产能力 Q

$$Q = \left(\frac{d_{\text{limit}}^2 \Delta\rho}{18\eta}\right) g \left(\frac{2\pi}{3g}\right) (\omega^2 z \tan\phi)(r_1^3 - r_2^3) \tag{17.60}$$

将数据代入式(17.60)有

$$Q = \left[\frac{(0.8 \times 10^{-6}\text{m})^2 (30\text{kg/m}^3)}{18(1.02 \times 10^{-3}\text{kg/m}\cdot\text{s})}\right] g\left(\frac{2\pi}{3g}\right) \tag{17.61}$$

$$\times (963\text{s}^{-1})^2 \text{❶} (72)(\tan 55°)[(0.081\text{m})^3 - (0.036\text{m})^3]$$

$$= 1.01 \times 10^{-4}\text{m}^3/\text{s} = 365\text{L/h} \tag{17.62}$$

❶原文误排为(963s^{-1})，译者注。

相关计算 在例如本例的生物分离技术中，诸如密度差、粘度和细胞大小分布等数据通常不能确切知道，所以此处的计算只能看作提供了近似的结果；要获得更高的精度，必须采用实验手段。细胞大小在 0.8～1.8μm 之间的 *E*. 大肠杆菌悬浮液实际上可以超过 98% 的效率和 200～400 L/min 的速率进行分离。这表明这里所作的近似是相当好的。

式(17.60)将 Stokes 沉降速度 v_S 公式和当量澄清面积 $\sum_T$(也称为比较系数)相结合：$Q = v_S \sum_T$。v_S 项可由加工物料性质进行计算 $v_S = \frac{d_{limit}^2 \Delta\rho}{18\eta} g$ 与此相反，$\sum_T$ 项是由圆盘型转筒的设计数据构成的：

$$\sum_T = \frac{2\pi}{3g}\omega^2 z \tan\phi (r_1^3 - r_2^3)$$

这对应于在沉降槽中达到与离心分离机(例如 Westfalia 型)相同结果所需的表面积。这可用于比较不同设计尺寸的分离器的生产能力。二分离器的生产能力 Q_1 和 Q_2 可确切关联如下：

$$\frac{Q_1}{\sum_{T_1}} = \frac{Q_2}{\sum_{T_2}}$$

或

$$Q_1 = \frac{Q_2}{\sum_{T_2}} \cdot \sum_{T_1}$$

参 考 文 献

1 Midler, M., Jr., and R. K. Finn, "A Model system for Evaluating Shear in the Design of Stirred Fermentors," Biotechnolgy and Bioengineering 8 (1966): 71 – 84.

2 Croughan, M. S., J. – F. Hamel, and D. I. C. Wang, "Hydrodynamic Effects of Animal Cells Grown in Microcarrier Cultures," Biotechnolgy and Bioengineering, 29 (1987): 130 – 141.

3 Charm, S. E., and B. L. Wong, "Enzyme Inactivation with Shearing," Biotechnolgy and Bioengineering 12 (1970): 1103 – 1109.

4 Hooker, B. S., J. M. Lee, and G. An, "The Response of Plant Tissue Culture to a High Shear Environment," Enzyme and Microbial Technolgy 11 (1989): 984 – 490.❶

5 Othmer, D. F., and M. S. Thakar, "Correlating Diffusion Coefficients in Liquids." Industrial and Engineering Chemistry 45 (1953): 589 – 593.

6 Rushton, J. H., E. W. Costich, and H. J. Everett, "Power Characteristics of Mixing Impellers, Part II," Chemical Engineering Progress 46 (1950): 467 – 476.

7 Wilke C. R., and P. Chang, "Correlation of Diffusion Coefficients in Dilute Solutions," American Institute of Chemical Engineers Jounal (AICHE J.) 1 (1955): 264 – 270.

8 Miller, D. N., "Scale – Up of Agitated Vessels Gas – Liquid Mass Transfer," American Institute of Chemical Engineers Jounal (AICHE J.) 20 (1974): 445 – 453.

9 Deindoerfer, F. H., and A. E. Humphrey, "Analytical Method for Calculating Heat Sterilization Time," Appl. Micro. 7 (1959a): 256 – 264

❶原文如此，明显有错，译者注。

10 Deindoerfer, F. H., and A. E. Humphrey, "Analytical Method for Calculating Heat Sterilization Time," Appl. Micro. 7 (1959b): 264 – 270.

11 Calderbank, P. H., "Physical Rate Processes in Industrial Fermentation, Part I: Interfacial Area in Gas – Liquid Contacting with Mechanical Agitation," Transactions of the Institution of Chemical Engineers 36 (1958): 443 – 459.

12 Calderbank, P. H., "Physical Rate Processes in Industrial Fermentation, Part II: Mass Transfer Coefficients in Gas – Liquid Contacting with and without Mechanical Agitation," Transactions of the Institution of Chemical Engineers 37 (1959): 173 – 185.

13 Calderbank, P. H., and S. J. R. Jones, "Physical Rate Processes in Industrial Fermentation, Part III: Mass Transfer Fluid to Solid Particles Suspended in Mixing Vessels," Transactions of the Institution of Chemical Engineers 39(1961) 363 – 368.

14 Calderbank, P. H., and M. B. Moo – Young, "The Continuous Phase Heat and Mass – Transfer Properties of Dispersions," Chemical Engineering Science 16(1961): 39 – 54.

15 Chandrasekharan, K., and P. H. Calderbank, "Further Observations on the Scaleup of Areated Mixing Vessels," Chemical Engineering Science 36(1981): 819 – 823.

16 Aiba, S., A. E. Humphrey and N. F. Millis, Biochemical Engineering (2nd ed.), pp. 242 – 246 and p. 263. Tokyo, Japen: University of Tokuo Press, 1973.

第 18 章　费用工程

William Vatavuk
菲塔福克工程公司
杜亥姆，北卡罗莱纳

在考察本章的问题前，我们需先提出某些费用工程的基本概念。首先，存在二类总费用：总投资(TCI)和总年度费用(TAC)。也称为投资费用或主要成本，工厂、过程、操作或类似活动的 TCI 包括购买必要设备所需的全部费用；安装设备所需的材料和劳动力费用(直接安装费用)；场地准备和建筑费用；以及工程、承包商酬金、不可预测费和其它间接安装费用。TCI 还包括土地、营运资本和界区外的设施。

下列方程表示总投资的各部分是如何相互联系的。

$$\text{TCI} = \text{总应计折旧的投资} + \text{总不计折旧的投资} \tag{18.1}$$

$$\text{总应计折旧的投资} = \text{总直接费用} + \text{总间接费用} + \text{界区外设施费用} \tag{18.2}$$

式中总直接费用 = 设备费用、直接安装费用、场地准备和建筑费用

$$\text{总不计折旧的投资} = \text{土地费用和营运资本} \tag{18.3}$$

总直接费用(TDC)包括直接安装费用以及场地准备和建筑费用。而且，总直接费用和总间接费用(或直接安装费用)之和称为“界区”费用。最后，界区费用加界区外设施费用(如铁路支线)组成总应计折旧投资。简而言之，这是 TCI 中允许公司在其收入税返回中提取折旧扣减的部分。TCI 的其余部分，即土地和营运资本是不折旧的。因此，这部分称为总不可折旧投资。

TAC 由直接年度费用(DAC)和间接年度费用(IAC)组成。也称为“操作和维持”(O&M)费用，DAC 是往往与产量、物流量或某些别的生产活动量度成比例或部分成比例的费用。这些包括原材料、公用工程(例如电、蒸汽或天然气)、劳动力、维修、专利使用费以及三废处理的费用。反之，IAC 是其数额通常与生产活动的水平无关的费用，事实上即使过程不运行，这些费用也会发生。IAC 包括行政管理和实验室费用、财产税以及保险。(按某些费用计算方法，间接年度费用还包括投资回收费用[CRC]；但并非总是这样。见后文关于当量均匀年度收益法的讨论。)对费用工程术语的更详尽讨论感兴趣的读者应参考《基本费用工程》(参考文献[1])，《大气污染控制的费用估算》(参考文献[2])，或其它基础性的专著。

如果过程是有赢利的，那么总年度费用必需用过程产生的收益(R)补偿。而且，如果收益超过 TAC，那么应缴纳所得税。最后，如果所得税是要考虑的问题，则过程设备的折旧也将是要考虑的。(折旧，一所得税登记账目，不应和投资回收费用混淆；见后面关于 EUAR 法的讨论。)限于篇幅不能对所得税或折旧进行详尽讨论，因为决定这二项的计算规则是相当复杂的。就我们的目的而言，包含所有这些变量的下列方程已能满足要求：

$$\text{NCF}_k = (1 - t)(R_k - \text{TAC}_k) + t\text{Dep}_k \tag{18.4}$$

式中　t——州和联邦的综合边际所得税率；

Dep_k——在项目的第 k 年扣除的折旧；

NCF_k——在项目的第 k 年的净现金流；

TAC_k——第 k 年的总年度费用；

R_k——第 k 年的收益。

如式(18.4)所示，收益、TAC 和折旧在项目的生命周期中可能是每年不同的。例如，在项目的第一年，折旧额度可能高于最后一年，尤其当采用固定折旧计算法(如倍降衡算)。类似的，早先年份的收益可能较低，因为需从过程中排除"故障"和达到产品的市场份额。无论如何，净现金流(大/小、正/负)是把所有这些变量结合在一起的量。

通常，对新项目的投资公司有一极限的资金额度。公司如何决定给几个竞争项目中的哪一个以财政支持呢？这些决策是根据一个或几个"价值尺度"作出的。三个最常用的尺度是：(1)净现值(NPW)，(2)内部收益率(IRR)，(3)当量均匀年度收益(EUAR)。将这些尺度中的每一个紧密联系在一起的是年利率 i，或"机会成本"。机会成本的简洁的定义是："今天的一元钱比明天的一元钱更值钱。"

在现值(或贴现现金流)法中，为了以相同的基准表示所有现金流，项目的每年度的现金流被"贴现"到项目开始时(零年度)。用下列方程进行贴现：

$$\text{贴现的 } NCF_k = NCF_k/(1+i)_k \tag{18.5}$$

式中　$1/(1+i)_k$——贴现因子；

i——年度税后贴现(利)率。

在项目的整个生命周期中这些贴现的 NCF_s 之和为该项目的净现值。具有最高正现值的项目会是被选中的项目。式(18.5)中采用的贴现率为公司对预期项目的边际可接受收益率(MARR)或"障碍率(hurdle rate)"。注意为了与 NCF 一致，贴现率是以税后基准表示的。还有，当用现值法对各项目进行比较时，各项目的寿命必须相同。最后，按惯例，当项目开始时(在零年度)TCI 也将发生。因此，零年度的 NCF 将等于负的 TCI。因为对该年度，收益为零也没有其它费用。

内部收益率法是现值法的特例。利用 IRR，每个项目的净现值首先被任意设定为零，而将贴现率保留为独立变量。然后，求解每个 NPW 方程(用迭代法)得到唯一的使 NPW 值为零的贴现率/内部收益率。具有最高正 IRR 的项目将是选中的项目。

第三种方法，EUAR 是容易使用和理解的。它还允许对具有不同寿命的项目进行比较。但是，当 NCF_s 逐年变化时，这种方法不太方便。但在年现金流为常数时，推荐采用 EUAR 法。

EUAR 法按下列方程进行计算：

$$EUAR = NCF - CRC \tag{18.6}$$

式中　EUAR——当量均匀年度收益；

NCF——净现金流；

CRC——投资回收费用。

注意在此方程中 CRC 以负号给出，因为这是负现金流项。而 CRC 为 TCI 和投资回收因子的乘积，或

$$CRC = TCI\left[i(1+i)^n/(1+i)^n - 1\right] \tag{18.7}$$

式中 i——贴现(障碍)率;

n——项目寿命(年)。

括号中的项为投资回收因子(CRF)。

本质上，CRC 将 TCI(一次性费用)转化为整个项目寿命内的一系列相等的年度支付。

18.1 利用放大因子估计装置资本费用

50000t/a 聚丙烯装置的总投资(TCI)为 $ 60000000(以 2002 年美元价值计)，用放大因子法求取 75000t/a 聚丙烯装置的 TCI。

【计算步骤】

1. 应用适当的幂函数公式 在放大因子法中，TCI 用如下公式(幂函数)估算：

$$TCI_2 = TCI_1(C_2/C_1)^E \tag{18.8}$$

式中 TCI_1 和 TCI_2——现有装置和计划装置的总投资，$;

TCI_1——$ 60000000;

C_1 和 C_2——现有装置和计划装置的生产能力，t/a，$C_1 = 50000$t/a 和 $C_2 = 75000$t/a;

E——放大指数 = 0.70[参考文献 3]。

于是，$TCI_2 = 60000000(75000/50000)^{0.70} = $ 80000000(圆整后)

2. 相关计算 只有在下列条件下放大因子法才是估算 TCI 的适当方法：

(1) 现有装置和计划装置在加工步骤、最终产品、采用的主要设备和其它方面是相同的(或几乎相同的)。

(2) 要求的估算属于“数量级/筛选/意向”费用估算范围内(即这类估算的假定精度小于 ±30%)。

(3) 计划装置的生产能力在放大指数有效的生产能力范围内。TCI 和生产能力之间的幂函数关系很少在整个生产能力范围内是一光滑的曲线。通常放大指数的数值将随生产能力的增加而增加。但是，当放大指数趋近 1 时，那么建二套生产能力为大装置一半的装置与建一套大装置相比将不会多花什么钱。

(4) 现有装置和计划装置的费用都用同一时期的美元表示。在本案例中，二个装置的 TCI 都是 2002 年的美元。如果费用不是同一时期的，现有装置(可能是较早的)的费用必须调整到与计划装置同一年的美元。但是，除了费用时期有较大差异(例如 5 年或 5 年以上)，与这类放大因子估算的相对的不精确性相比，费用升降的调整只是“微调”。(费用升降的更多内容见问题 18.2。)

18.2 资本和年度费用的升降

建设于 1998 年的 2500t/d 制氧厂的 TCI 是 $ 78700000。该工厂的直接年度(“O&M”)费用(也以 1998 年的美元计)如下所列：

天然气	$ 3450000
电力	1650000
人工	1640000
维修	2360000
总 O&M 费用	$ 9100000

求以 2001 年的美元计的总投资和 O&M 费用。

【计算步骤】

1. 利用指数放大投资费用　为将这些费用从 1998 年调整(提升)到 2001 年，必须利用公开的通用升降指数，因为没有制订专对制氧厂的单一指数。一项指数将用于调整投资费用，而另一些指数将用于调整各项 O&M 费用。为调整投资费用，将采用化工厂费用指数(CEPCI)。该指数系专为化学过程工业装置设计的，每月在 *Chemical Engineering* 杂志上更新和发布 CEPCI(参考文献[4])。

利用下式计算调整后的投资费用：

以 2001 年的美元计的 TCI

= [以 1998 年的美元计的 TCI][(2001 年的 CEPCI)/(1998 年的 CEPCI)]

式中 CEPCI 是所考虑年份的年度指数，而 CEPCI 的比值是调整因子。

CEPCI 的数值是

$$\text{CEPCI}(1998) = 389.5$$

$$\text{CEPCI}(2001) = 394.3$$

将这些指数的数值和给定的 TCI 代入公式，我们得到

以 2001 年的美元计的 TCI = 78700000(394.3/389.5) = $ 79669859 或 $ 79700000(圆整后)

2. 利用指数放大各 O&M 费用　每项 O&M 费用用相同的公式进行调整，但采用的指数各不相同。用于每项费用的指数是生产者价格指数(PPI)，由美国劳工部的劳工统计局编制和公布[参考文献 5]。采用的 PPI 指数编号、名称以及 1998 年和 2001 年平均数值如下所列：

O&M 费用	PPI 编号	PPI 名称	1998 年平均值	2001 年平均值	调整因子
天然气	wpu05310105	燃料和相关产品/天然气	106.3	217.8	2.0489
电　力	wpu0543	燃料和相关产品/工业用电力	130.0	141.1	1.0854
人　工	eeu32280006	化学和有关产品/小时工资	17.09	18.61	1.0889

因为维修费用通常按 TCI 的某个百分数计算，CEPCI 也可用于它的调整：

以 2001 年的美元计的维修费用 = (以 1998 年的美元计的维修费用)(394.3/389.5)

= $ 2389083

将表列的调整因子应用于 1998 年的费用，得到下列调整后的 O&M 费用(以 2001 年的美元计)：

天然气	$ 7068705
电力	1790910
人工	1785796

以 2001 年的美元计的总 O&M 费用为各调整后的费用之和，或 $ 13034500(圆整后)。

相关计算

(1) 虽然不难对投资和年度费用进行调整，但不推荐进行长于 5 ~ 10 年的时期进行调整，因为这往往会引入额外的估算的不精确性。对较长的时期，不用指数调整费用，费用估算人员应从设备供应商和其它来源(例如公用事业公司)获得目前的费用报价。

(2) 选择"正确"的调整指数往往是困难的，因为不同的公开发布的指数似乎都可采用。例如，在调整炼油厂加氢脱硫装置的投资费用时，应采用 CEPCI 还是 Nelson - Farrar 炼油指

数，或这二种指数的结合呢？决策往往如依赖于可靠的数据一样依赖于工程判断力。

(3) 在本问题中，注意将投资费用由 1998 年的美元调整为 2001 年的美元，仅增加了 100 万美元(约增加 1%)，至于调整后的 O&M 费用则比 1998 年的费用高 40%以上。增加的主要部分是在这三年中天然气价格翻了一翻。反之，电力和人工费用只增加 9%。不过，如本问题所表明的，用投资费用指数去调整 O&M 费用是非常不明智的，反之亦然。

18.3 单元操作总投资

在硫酸厂内安装一填料气体吸收塔以控制二氧化硫(SO_2)的排放。该吸收装置由塔、填料、管路、风机和溶剂进料泵组成。有关输入数据如下：

• 物流规定：

进口废气流量：12500ft^3/min

进口废气温度：100°F

进口废气压力：1.00atm

进口废气 SO_2 浓度：0.001871(摩尔分数)

SO_2 脱除效率：0.990(分率)

溶剂：氨水(NH_4OH)

溶剂的进口 SO_2 浓度：0

• 填料：

填料类型：2in 陶瓷拉西环，1991 年费用为 $ 20/ft^3

表面积－体积比：28ft^2/ft^3

• 塔：

结构材料：纤维增强塑料(FRP)

气体流量：1835lb·mol/h

溶剂流量：31.86lb·mol/h

出口溶剂污染物浓度：0.0964(摩尔分数)

出口气体污染物浓度：1.87447×10^{-5}(摩尔分数)

平衡线斜率：0.001037396

吸收因子：16.77

塔横截面积，A_c：30.93ft^2

塔径 D_c：6.275ft❶

传质单元数：4.831

传质单元高度：2.377ft

填料高度：11.483ft

塔总高度：25.29ft

塔表面积：560.4ft^2

填料体积：355.2ft^3

• 管路：

❶原文误排为塔径 D_c，ft^2：6.275，译者注。

结构材料：FRP

气体速度：2000ft/min

直径：38.20in

长度：150(当量直管英尺)

• 风机、电动机和电动机起动装置

风机设计：背向弯曲离心式

结构材料：FRP

叶轮直径：45in

• 泵、电动机和电动机起动装置

泵设计：单级离心式

结构材料：铸铁/与不锈钢机械密封配合的青铜

功率：0.5hp

求气体吸收塔总投资(TCI)，以 2001 年美元计。

【计算步骤】

1. 估计塔和填料的费用　本问题的求解由计算组成气体吸收装置的每个主要设备项(MEI)的费用开始。MEI 由塔和填料、管路、风机和泵组成。我们由计算塔和填料的费用开始。这里提出的塔和填料的尺寸和费用计算程序遵循美国环境保护署(EPA)的报告，《EPA 大气污染控制费用手册》(参考文献[6])。

塔的费用是其表面积的函数，表面积由塔径(D_c)和塔高(H_c)用下式计算：

$$\begin{aligned} S(\mathrm{ft}^2) &= \pi D_c(H_c + D_c/2) \\ &= \pi \times 6.275 \times (25.29 + 6.275/2) \\ &= 560.4\mathrm{ft}^2 \end{aligned} \tag{18.9}$$

根据用 FRP 制造，以 1991 年美元计，塔设备费用(C_c)为

$$C_c = 161S = \$\ 90224$$

填料费用 C_p 为填料体积 V_p 的函数，而填料体积为填料高度 H_p 和塔横截面积 A_c 的乘积：

$$V_p(\mathrm{ft}^3) = H_pA_c = 11.483 \times 30.93 = 355.2\mathrm{ft}^3 \tag{18.10}$$

以 1991 年美元计，这种填料(拉西环)的价格为 $ 20/ft^3。填料费用为单位体积填料价格与填料体积的乘积，或 $ 7104。

因此，以 1991 年美元计，塔和填料的设备费用为 $ 97328。

但是，以 1991 年美元计的费用必须调整为 2001 年美元。如问题 18.2 所示，调整费用为基准费用与调整因子的乘积。气体吸收塔的费用可用 Vatavuk 大气污染控制费用指数(VAPCCI)之一进行调整。自 1994 年以来，每季度进行更新并公布在 *Chemical Engineering* 上，已开发了气体吸收塔和其它八类大气污染控制设备的 VAPCCI。对 1994 年和 2001 年，气体吸收塔的年度指数分别为 100.8 和 114.4。此外，为 VAPCCI 的开发提供文件证明的 EPA 研究表明，从 1991 年到 1994 年气体吸收塔的价格上涨了 5.06%(参考文献[7])。将此上涨与 VAPCCI 数据相结合，得到

$$\text{调整因子} = 1.0506(114.4/100.8) = 1.192$$

调整后塔和填料的费用为此因子和 1991 年美元计的费用的乘积，或 1.192×97378，或

$$\text{调整后的费用} = \$\ 116075, \text{以 2001 年美元计}$$

2. 估计管路费用 在计算管道费用时，我们采用当量直管长度(见本节前面的数据表)，即以足够的长度包括管件(弯头、三通等)的费用。根据此当量长度、管径(D_d)，和由 EPA 报告(参考文献[8])获得的管道费用方程，可采用下列关系式：

$$\text{单位管道费用}(\$/\text{ft}, \text{以 1993 年美元计}) = 11.8e^{0.0542D_d} \tag{18.11}$$

式中 e 为自然对数的底。将管道直径代入方程，得到

$$\text{单位管道费用} = 11.8e^{(0.0542 \times 38.20)}$$

$$= \$\ 93.55/\text{ft}$$

最后，将此单位管道费用乘以当量直管长度：

$$\text{以 1993 年美元计的管道费用} = 93.55 \times 150 = \$\ 14033$$

利用塑料管的制造者价格指数(pcu3084 # 1)，将此费用调整为 2001 年美元。1993 年和 2001 年的年度指数值分别为 98.2 和 101.0。那么

$$\text{调整后的管道费用} = \$\ 14033 \times (101.0/98.2) = \$\ 14433(\text{以 2001 年美元计})$$

3. 估计风机成套设备的费用 以 1988 年美元计的风机、电动机和电动机起动装置(风机成套设备)的费用被结合在取自参考文献 9 的下列方程中：

$$\text{风机成套设备费用} = 42.3D_f^{1.20} \tag{18.12}$$

式中 D_f 为单位为 in 的风机叶轮直径(45in)。代入叶轮直径给出

$$\text{以 1988 年美元计的风机成套设备费用} = 42.3(45)^{1.20} = \$\ 4076$$

利用离心风机的制造者价格指数(pcu3564 # 3)，将此费用调整为 2001 年美元。1988 年和 2001 年的指数值分别为 106.8 和 151.1。

因此，

$$\text{以 2001 年美元计的风机成套设备费用} = 4076 \times (151.1/106.8) = \$\ 5767$$

4. 估计泵成套设备的费用 以 1988 年美元计的泵成套设备(泵、电动机和电动机起动装置)费用由如下关系式提供

$$\text{泵成套设备费用} = 538(HP)^{0.438} \tag{18.13}$$

式中 HP = 泵的功率 = 0.5hp

于是，

$$\text{以 1988 年美元计的泵成套设备费用} = 538 \times 0.5^{0.438} = \$\ 397$$

利用工业泵制造者价格指数(pcu3561 # 1)，将此费用调整为 2001 年美元。1988 年和 2001 年的年度值分别为 112.3 和 171.1。

于是，

$$\text{以 2001 年美元计的泵成套设备费用} = 397 \times (171.1/112.3) = \$\ 605$$

5. 估计以 2001 年美元计的吸收装置总设备费用 总气体吸收装置设备费用(TEC)为各项设备费用之和：

$$\text{TEC} = \$\ 116075 + 14433 + 5767 + 605$$

$$= \$\ 136880$$

6. 估计购置设备费用 总设备费用(TEC)是总投资的基础，总投资可由设备费用加上一固定的百分比或其“佣金”进行计算。因此，这一类总投资称为“佣金估计”或“研究估计”。佣

金或研究估计代表级别高于放大因子估计(见问题 18.1)的一个步骤，在这一步骤中需要做更多的努力，但也具有更高的精度(名义上为 ±30%)。与放大因子估计需要的过程输入只是装置的生产能力不同，研究估计需要许多过程专有的输入，包括过程的流程图、初步的能量和物料衡算、主要设备的规格、初步的管道布置和类似数据。

如已经指出的，这里采用的确定气体吸收塔尺寸和进行费用估算的方法严格遵照《EPA 的大气污染控制费用手册》[6]中提供的方法。因此，该手册的投资估算方法也将被遵循。在该方法中，设备购置费用(PEC)将首先由 TEC 估算佣金。然后由 PEC 估算各种直接和间接安装费用。最后，将 PEC 与直接和间接安装费用相加计算 TCI。同样的推断也可用于与大气污染控制设备无关的 TCI 估算。

按照《EPA 手册》的程序，除总设备费用外，PEC 由三部分构成：运费、销售税和检测费。《EPA 手册》为这些费用安排的百分比分别为总设备费用的 5%、3%和 10%。因此，对本问题这些费用如下：

总设备费	$ 136880
运费	6844
销售税	4106
检测费	13688
PEC	$ 161518

7. 估计直接和间接安装费　如前做述，各种安装费用由 PEC 的因子确定。适用于“典型条件”下安装的气体吸收塔的 EPA 手册因子和此处由 PEC 的因子确定的费用如下所列：

直接安装费用	费用因子(×PEC)	计算费用
基础和支座	0.12	$ 19382
装卸和竖立	0.40	64607
电　气	0.01	1615
管　路	0.30	48455
绝　缘	0.01	1615
油　漆	0.01	1615
部分合计数,直接安装费用	0.85	$ 137289

直接安装费用	费用因子(×PEC)	计算费用
工程	0.10	$ 16152
建设和场地费用	0.10	16152
承包费	0.10	16152
开工费	0.01	1615
性能测试	0.01	1615
不可预计费	0.03	4846
部分合计数,间接安装费用	0.35	$ 56532

8. 估计总投资　总投资为 PEC 以及直接和间接安装费用之和：
161518 + 137289 + 56532 = $ 355339，或 $ 355300(圆整后)。

18.4　过程年度费用

一 70000t/a，$ 22000000 的工厂在 2001 年开车。自那时以来，该厂一直以最高生产量每年运行 7200h。该厂雇佣 25 个专职生产工人(单价 $ 32/h)，二个维修工人(单价 $ 35/h)，和四个值班长(单价 $ 39/h)。所有人工费用包括工资和工厂间接费用。该过程消耗 530kW(单价 $ 0.045/kW·h)，50000gal/h 水(单价 $ 0.15/kgal)和 8.75t/h 原料(单价 $ 0.78/lb❶)。维修材料估计相当于维修人工。专利使用费为每吨产品 $ 4.20。物业税、保险费和行政管

❶按后文原料单价应为 $ 0.078/lb，译者注。

理费总计为总投资的5.2%。求该厂的直接和间接年度费用。

【计算步骤】

1. 确定直接年度费用 直接年度费用为生产和维修人工、维修材料费、值班长工资、电力、水、原材料费用和专利使用费之和。于是：

生产人工费：(25工人/h)(7200h/a)($ 32/h) = $ 5760000

维修人工费：(2工人/h)(7200h/年)($ 35/h) = $ 504000

维修材料费 = 维修人工费 = $ 504000

值班长工资：(4值班长/h)(7200h/年)($ 39/h) = $ 1123200

电力：(530kW)(7200h/年)($ 0.045/kWh) = $ 171720

水：(50kgal/h)(7200h/年)($ 0.15/kgal) = $ 54000

原料：(8.75t/h)(7200h/年)($ 0.078/lb)(2000lb/t) = $ 9828000

专利使用费：(70000t/a)($ 4.20/t) = $ 294000

总直接费用为上述费用之和，即$ 18238920。

2. 确定间接年度费用 间接年度费用由物业税、保险费和行政管理费组成，按题述其数值为总投资的5.2%。于是，

$$\text{间接年度费用} = 0.052 \times (\$\ 22000000) = \$\ 1144000$$

3. 确定总年度费用 由步骤1和2，和为18238920 + 1144000，即$ 19382920。

18.5 净现值(NPW)分析

某公司正在评估二个竞争的项目。第一个是新的("基础的")无机化学品工厂，而第二个是纺织纤维装置的扩建。过程工程师已对每个项目的预计的年收益、总投资和总年度费用(不含投资回收)进行了估算，结果如下：

费用类别	费用(2002年美元)	
	无机化学品厂	纺织纤维厂扩建
收益(预计)	$ 33700000	$ 30900000
总投资	52500000	57300000
总年度费用	25100000	21500000

新厂和扩建厂的估计寿命均为20年。公司的跨跃率(边际允许收益率)为12.5%(税前)，而其边际州和联邦公司所得税率为52%。假定采用直线折旧(零残值)和100%投资可折旧，计算每个项目的净现值。

【计算步骤】

1. 求取每个项目的年折旧 根据直线折旧法，二个项目的年折旧即为总投资除以20年。于是，

无机化学品厂的年折旧：$ 52500000/20 = $ 2625000

纺织纤维厂的年折旧：$ 57300000/20 = $ 2865000

2. 计算税后贴现率或障碍率 适用于二个项目中每一个的税后贴现率等于税前收益率乘以1减所得税率。于是，税后障碍率，i^*等于12.5% × (1 − 0.52) = 6%。

3. 计算无机化学品厂的年度未贴现净现金流(NCF) 对无机化学品厂，项目开始时(零

年度)的净现金流将是负的，因为惟一的现金流项目将为总投资。即 NCF(零年度) = - $ 52500000。但是，对后续年份(第 1 年到项目结束时的第 20 年)，NCF 将用本章引言中的式(18.4)计算：

$$\begin{aligned}\text{NCF(第 1,2,}\cdots\text{,20 年)} &= (R - \text{TAC})(1 - t) + t\text{Dep}\\ &= (33700000 - 25100000) \times (1 - 0.52) + 0.52 \times 2625000\\ &= \$\ 5493000\end{aligned}$$

4. 计算无机化学品厂的净现值(NPW)　步骤 3 确定了未贴现的 NCFs。为了确定净现值 NPW，必须确定项目生命周期内每一年的贴现 NCF，然后将它们相加。第 k 年的贴现 NCF 为贴现因子$(1/[1 + i^*]\ k)$❶ 和未贴现 NCF 的乘积。各年份的贴现 NCF 及它们之和 NPW 如下所列：

年　份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)	年　份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)
0	—	- 52500000	11	0.5268	2893644
1	0.9434	5182075	12	0.4970	2729853
2	0.8900	4888750	13	0.4688	2575333
3	0.8396	4612029	14	0.4423	2429559
4	0.7921	4350970	15	0.4173	2292037
5	0.7473	4104689	16	0.3936	2162299
6	0.7050	3872348	17	0.3714	2039905
7	0.6651	3653159	18	0.3503	1924438
8	0.6274	3446376	19	0.3305	1815508
9	0.5919	3251298	20	0.3118	1712743
10	0.5584	3067263		NPW:	$ 10504276

5. 计算纺织纤维厂的年度未贴现净现金流(NCF)　遵照步骤 3 的方法，但采用纺织纤维厂的数据。于是，

$$\text{零年度的 NCF} = -\ \text{TCI} = -\ \$\ 57300000$$

$$\begin{aligned}\text{第 1，2，}\cdots\text{，20 年的未贴现 NCF} &= (30900000 - 21500000) \times (1 - 0.52) + 0.52 \times 2865000\\ &= \$\ 60018000\end{aligned}$$

6. 计算纺织纤维厂的净现值(NPW)　遵照步骤 4 的方法，但采用纺织纤维厂的数据。纺织纤维厂各年份的贴现 NCF 及它们之和 NPW 如下所列：

年　份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)	年　份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)
0	—	- 57300000	11	0.5268	3161673
1	0.9434	5662075	12	0.4970	2982711
2	0.8900	5341581	13	0.4688	2813878
3	0.8396	5039227	14	0.4423	2654602
4	0.7921	4753988	15	0.4173	2504341
5	0.7473	4484894	16	0.3936	2362586
6	0.7050	4231032	17	0.3714	2228855
7	0.6651	3991540	18	0.3503	2102693
8	0.6274	3765604	19	0.3305	1983673
9	0.5919	3552456	20	0.3118	1871390
10	0.5584	3351374		NPW:	$ 11540173

❶原文误排为$(1/[1 + i^*]\ k)$，译者注。

7. 选择较有吸引力的项目 因为纺织纤维厂扩建项目的预计净现值高于无机化学品厂项目，所以公司的资金投资该项目较有利。

相关计算 在本题所述的条件下，优先的项目为纺织纤维厂扩建。但如果假定不同的障碍率、工厂寿命、收益或总年度费用，结果可能不同。

另一个关键假设是在项目的整个生命周期内收益和总年度费用为常数。即它们都是以恒定的(2002 年的)美元表示的。费用和收益都未对通货膨胀进行调整。

按会计制度的惯例，折旧不对通货膨胀进行调整，即使其它费用和收益进行这样的调整。在这种不变美元分析中，折旧也假定为恒定的。技术上，这种假定是不正确的，因为折旧现金流也应该调整。但是，为了减小例题的复杂性，未进行这种调整。另一个简化是直线折旧假定。目前美国的税法是比较宽容的，允许在项目的早期比后期扣除更多的折旧。在这种情况下，折旧扣除将逐年变化。

18.6 内部收益率(IRR)分析

根据例 18.5 问题描述中提供的有关无机化学品厂和纺织纤维厂扩建的数据，用内部收益率法确定公司应投资哪个项目。

【计算步骤】

1. 考虑此法与 NPW 分析有何不同 项目寿命、TCIs、TACs、折旧、未贴现净现金流、装置寿命和税率均与关于 NPW 分析的例 18.5 相同。但在目前的案例中障碍(贴现)率不是输入数据。在例 18.5 中，障碍率为输入数据，并根据此障碍率计算每个项目的净现值。与此相反，在本案例中，净现值被任意设定为零，然后求解惟一的使净现值为零的贴现率。该贴现率为内部收益率(IRR)。具有较高内部收益率的项目被选择为进行投资的项目。

因为 NPW 是一几何级数之和，IRR 不能解析求解，而必须采用迭代求解方法：假定一 IRR 的数值，确定由假定的 IRR 产生的贴现现金流之和，重复计算直到现金流之和几乎为零的 IRR。

2. 通过迭代求取无机化学品厂的 IRR 没有在这里列出的迭代过程最终导致税后的 IRR 为 8.3634%，这表示税前的 IRR 为 17.4255%(见例 18.5 步骤 2)。利用 8.3634%作为税后障碍率求取无机化学品厂的贴现净现金流导致下列结果：

年 份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)	年 份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)
0	—	-$ 52500000	11	0.4133	2270193
1	0.9228	5069014	12	0.3814	2094965
2	0.8516	4677755	13	0.3520	1933262
3	0.7859	4316695	14	0.3248	1784040
4	0.7252	3983504	15	0.2997	1646336
5	0.6692	3676031	16	0.2766	1519261
6	0.6176	3392291	17	0.2552	1401994
7	0.5699	3130452	18	0.2355	1293779
8	0.5259	2888823	19	0.2174	1193917
9	0.4853	2665845	20	0.2006	1101763
10	0.4479	2460078		NPW:	-$ 1

3. 通过迭代求取纺织纤维厂扩建的 IRR 对纺织纤维厂扩建重复步骤 2。迭代导致税后

的 IRR 为 8.3792%，或税前的 IRR 为 17.4568%。用 8.3792%的贴现率进行的 NCFs 计算以及加和导致下列结果：

年份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)	年份	贴现因子(圆整后)	NCF(贴现)
0	--	- $ 57300000	11	0.4127	2476704
1	0.9227	5537776	12	0.3808	2285220
2	0.8513	5109628	13	0.3513	2108540
3	0.7855	4714581	14	0.3242	1945520
4	0.7248	4350077	15	0.2991	1795104
5	0.6688	4013755	16	0.2760	1656317
6	0.6171	3703435	17	0.2546	1528260
7	0.5693	3417107	18	0.2349	1410104
8	0.5253	3152916	19	0.2168	1301083
9	0.4847	2909151	20	0.2000	1200491
10	0.4472	2684233		NPW:	$ 2

4. 选择较有吸引力的项目 根据这些结果，我们断定纺织纤维厂扩建是优先的项目，因为它的税后 IRR(约 8.38%)略高于无机化学品厂的税后 IRR(约 8.36%)。

相关计算 二项目的内部收益率的差别非常小，所以纯粹根据经济标准，二项目几乎没有区别。反之，项目的净现值的差别(见例 18.5)则足够大，使纺织纤维厂扩建成为显而易见的投资选择。和采用净现值法一样，除非竞争项目的寿命相等，否则也不能采用内部收益率法。

18.7 当量均匀年度收益(EUAR)分析

根据例 18.5 问题描述中提供的有关无机化学品厂和纺织纤维厂扩建的数据，用当量均匀年度收益(EUAR)分析确定公司应投资哪个项目。

【计算步骤】

1. 计算投资回收因子 在本方法中，年份 1～20 的每一年未贴现净现金流(NCFs)被代数运算加到投资回收费用(CRC)上得到当量均匀年度收益(EUAR)。CRC 为总投资 TCI 和投资回收因子 CRF 的乘积，已由本章引言中的式(18.7)定义和计算。具有较高 EUAR 的项目将是投资的项目。有关输入数据如下：

收益/费用类别	收益/费用(2002 年美元)	
	无机化学品厂	纺织纤维厂扩建
收益(预计)	$ 33700000	$ 30900000
总投资	52500000	57300000
总年度费用	25100000	21500000
净现金流(未贴现)	5493000	6001800

由引言中的式(18.7)，利用例 18.5 步骤 2 计算的税后障碍率，得到

$$CRF = i(1+i)^n/[(1+i)^n - 1] = 0.06 \times 1.06^{20}/(1.06^{20} - 1) = 0.08718$$

2. 计算无机化学品厂的投资回收费用

$$CRC = (TCI)(CRF) = 52500000 \times 0.08718 = \$\ 4576950$$

3. 计算无机化学品厂的当量均匀年度收益

当量均匀年度收益 = NCF − CRC = 5493000 − 4576950 = $ 916050

4. 计算纺织纤维厂扩建的投资回收费用

$$CRC = (TCI)(CRF) = 57300000 \times 0.08718 = \$\ 4995414$$

5. 计算纺织纤维厂扩建的当量均匀年度收益

当量均匀年度收益 = NCF − CRC = 6001800 − 4995414 = $ 1006386

6. 确定更有吸引力的过程 根据 EUAR 标准，纺织纤维厂扩建成为显而易见的投资选择，因为其 EUAR 为 $ 1006386 大于无机化学品厂的 EUAR $ 916050。

相关计算 纺织纤维厂扩建的 EUAR 较无机化学品厂高 9.86%。纺织纤维厂扩建的 NPW 也较无机化学品厂高 9.86%(见例 18.5)。这并非巧合。实际上 EUAR 法和 NPW 法总将产生相同的结果，并能在数学上证明二者是等价的。

即使如此，EUAR 法最适合未贴现现金流恒定的场合(如本案例)。但是，当未贴现现金流不是常数时，每年的 NCF 必须贴现返回零年度，进行加和，并通过将其值乘以 CRF 而年度化。最后，必须将此年度化的 NCF 加到投资回收费用上。到完成所有这些分析时，他或她才可计算竞争项目的净现值和内部收益率。

18.8 评价投资备选方案

一波特兰水泥厂球磨机排出的颗粒物料(PM)污染物必须得到控制以满足州大气污染法规。对能将这些污染物控制在相同水平的三种 PM 控制设备进行评价：(1)高能湿法洗涤器(洗涤器)，(2)静电除尘器(ESP)，(3)纤维过滤器(袋滤器)。与湿法洗涤器不同，ESP 和袋滤器都能回收合格的水泥粉尘，而因此收益可能来自这二种选择。二种方案可具体化，其税后障碍率分别为 6% 和 18%。三种装置的经济指标如下所列：

参数(所有收益和费用以 2002 年美元)	控制设备		
	洗涤器	FSP	袋滤器
寿命/年	10	20	15
边际税率	0.52	0.52	0.52
障碍率(税后)			
—方案 A	0.06	0.06	0.06
—方案 B	0.18	0.18	0.18
收益	0	$ 290000	$ 290000
总投资	$ 5300000	$ 9750000	$ 7870000
总年度费用	2770000	1840000	2345000
残值	0	0	0
折旧(直线)	530000	487500	524667

对二种方案中的每一种，确定控制球磨机排出的粉尘的最经济的控制设备。

【计算步骤】

1. 选择最合适的评价方法 注意各种控制设备具有不同的经济寿命。于是，净现值法和内部收益率法都不能采用，因为这二种方法要求各种选择方案具有相同的经济寿命。但是，当量均匀年度收益法可以采用，因为此法没有上述限制。

2. 假定障碍率为 6%，确定每种选择的 EUAR 遵照例 18.7 中的方法，计算每种选择的未贴现净现金流、投资回收因子、投资回收费用和 EUAR。结果如下所列：

费用/费用因子(2002 年美元)	控制设备		
	洗涤器	ESP	袋滤器
NCF	- $ 1054000	- $ 490500	- $ 713573
CRF(圆整后)	0.1359	0.0872	0.1030
CRC	720100	850049	810317
EUAR	- $ 1774100	- $ 1340540	- $ 1523890

在此条件下，最经济的控制设备是 ESP，因为其 EUAR 是三种设备中最大的(即最小负值)。(换言之，它具有最小的当量均匀年度费用。)

3. 确定每种方案的 EUAR，假定障碍率为 18% 重复步骤 2，但采用障碍率 18%。在这种情况下，结果如下所列：

费用/费用因子(2002 年美元)	控制设备		
	洗涤器	ESP	袋滤器
NCF	- $ 1054000	- $ 490500	- $ 713573
CRF(圆整后)	0.2225	0.1868	0.1964
CRC	1179328	1821495	1545690
EUAR	- $ 2233328	- $ 2311995	- $ 2259263

在此条件下，最经济的控制设备是湿式洗涤器，因为它具有负值最小的 EUAR。

相关计算 显然，即使其它输入数据保持不变，EUAR 和最经济控制设备的选择取决于障碍率。而且，某公司的障碍率可能随一般的经济情况、与项目相关的预期风险和其它因素而变。于是，在假想情况中或在任何类似的实际情况中，控制设备的选择也将受这些因素的影响。

在本问题中，分析是根据税后基准进行的。但是，分析也可利用税前障碍率，对税前基准进行。如果这样，折旧项将是零，而净现金流方程简化为

$$\text{NCF} = \text{收益} - \text{TAC}$$

而 EUAR 方程简化为

$$\text{EUAR} = \text{收益} - \text{TAC} - \text{CRC}$$

参 考 文 献

1 Humphries, K. K., and S. Katell, Basic Cost Enginering. Marcel Dekker, New York, 1981, pp.17 - 33.

2 Vatavuk, W. M., Estimating Costs of Air Pollution Control. CRC Press/Lewis Publishers. Boca Raton, FL, 1990, pp.17 - 39.

3 Dysert, L., "Sharpen Your Capital - Cost - Estimation Skills," Chemical Engineering, October 2001, pp.70 - 81.

4 Vatavuk, W. M., "Updating the CE Plant Cost Index," Chemical Engineering, January 2002, pp.62 - 70.

5 Bureau of Labor Statistics, U.S. Deparmnent of Labor, Washington, DC (http://data.bls.gov/cgi - bin/srgate).

6 EPA Air Pollurion Control Cost Manual (6th ed.), Section 5.2, Chapter 1: "Wet Scrubbers for Acid." U.S. Environmental Ptotection Agency, Research Triangle Park, NC, January 2002 (EPA - 452/B - 02 - 001).

7 Escalation Indexes for Air Pollution Control Costs. U. S. Environmental Protection Agency, Rcsarch Triangle Park, NC, October 1995 (EPA - 452/R - 95 - 006).

8 Op. Cit., EPA Air Pollution Control Cost Manual (6th ed.), Section 2, Chapter 1: "Hoods, Ductwork, and Stacks."

9 Op. Cit., Estimating Costs of Air Pollution Control, p.70.

10 Ibid., p. 137.

第 19 章　其它化工计算❶

19.1　蒸汽 Mollier 图和蒸汽表的应用

(1) 由蒸汽的 Mollier 图确定：(a)100psia(689.5kPa)的饱和蒸汽的焓；(b)含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的蒸汽的焓；(c) 100psia(689.5kPa)的蒸汽在 600°F(315.6℃)时的焓。(2)由蒸汽表确定：(a) 蒸汽在 145.3psig(1001.8kPag)时的焓、比容和熵；(b)1100psia(7584.2kPa)和 600°F(315.6℃)的过热蒸汽的焓和比容；(c) 7500psia(51710.7kPa)和 1200°F(648.9℃)的高压蒸汽的焓和比容；(d) 含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的蒸汽的焓、比容和熵。

【计算步骤】

1. 利用压力和饱和(或湿度)线求取焓

a. 在 Mollier 图上找到 100psia(689.5kPa)压力线(图 19.1)。在蒸汽的 Mollier 图上，该压力线从左下角斜向右上角。对饱和蒸汽，焓为该压力线与饱和曲线 *cef* 的交点的读数(图 19.1)。

于是，沿 100psia(689.5kPa)压力曲线与饱和曲线的交点 *g* 进行投影。从该点水平投影到左边的坐标轴读得 100psia(689.5kPa)饱和蒸汽的焓为 1187Btu/lb (2761.0kJ/kg)(图 19.1 中的 Mollier 图的网格比比较容易确定图的主要元素的位置的大型图少)。

b. 在 Mollier 图上，湿蒸汽的焓可由饱和压力线和与蒸汽中湿气含量对应的百分湿度曲线的交点求得。在蒸汽的 Mollier 图中，湿度曲线由饱和液体线 *cd* 向右下方倾斜(图 19.1)。

为求得含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的蒸汽的焓，沿 10psia(68.9kPa)的饱和压力线进行投影直到与含 40%湿气的曲线相交。由交点水平投影到左边的坐标轴读得含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的蒸汽的焓为 750Btu/lb(1744.5kJ/kg)。

2. 由蒸汽表求蒸汽性质

a. 蒸汽表通常以绝对压力或华氏温度作为其自变量之一列出。因此，在蒸汽压力以表压表示时，在使用表之前必须转化为绝对压力。为将表压转化为绝压，在表压上加上 14.7，或 $p_a = p_g + 14.7$。在本例中 $p_a = 145.3 + 14.7 = 160$psia(1103.2kPa)。一旦绝压已知，在蒸汽表的饱和压力表中找到该数值，并水平投射到要求的数值。对 160psia (1103.2kPa)的蒸汽，利用 ASME 或 Keenan 和 Keyes 的《水蒸汽的热力学性质》(*thermodynamic Properties of Steam*)，汽化焓 $h_{fg} = 859.2$Btu/lb(1998.5kJ/kg)；由蒸汽表的相关列读得饱和蒸汽焓 $h_g = 1195.1$Btu/lb (2779.8kJ/kg)。由表可知，160psia (1103.2kPa)的饱和蒸汽的比容 u_g 为 2.834ft^3/lb(0.18m^3/kg)，熵 s_g 为 1.5640Btu/(lb)(°F)[6.55kJ/(kg)(℃)]。

b. 每种蒸汽表都包括独立的过热蒸汽性质表。为使用过热蒸汽表需要二个自变量——绝对压力和以华氏温度表示的蒸汽温度。为确定 1100psia(7584.5kPa)的蒸汽在 600°F (315.6℃)时的性质，利用给定绝对压力的过热蒸汽表，并从对应于过热温度(600°F 或 315.6℃)列的此绝对压力(1100 psia 或 7584.2kPa)水平投射读得过热蒸汽的焓 $h = 1236.7$Btu/

❶除非另外指出，本章材料取自 T. G. Hicks, *Standard Handbook of Engineering Calcylation*, McGraw - Hill.

lb(2876.6kJ/kg)和过热蒸汽的比容 $v = 0.4532 ft^3/lb$ ($0.03 m^3/kg$)。

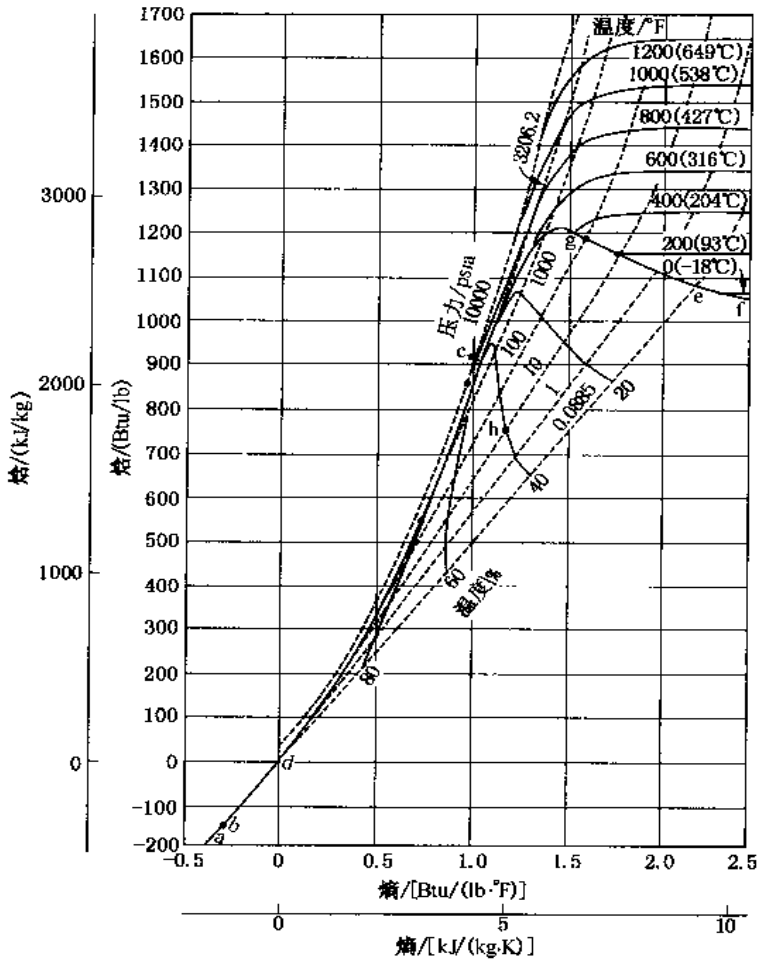


图 19.1　简化的蒸汽 Mollier 图(注：1psia = 6.895kPa)

c. 对高压蒸汽，利用 ASME 蒸汽表，以和与过热蒸汽表相同的方式使用此表。于是，对 1200°F(648.9℃)下的 7500psia(51710.7kPa)的蒸汽，过热蒸汽焓为 1474.9 Btu/lb (3430.6kJ/kg)，和过热蒸汽比容为 $0.1060 ft^3/lb$ ($0.0066 m^3/kg$)。

d. 为利用蒸汽表而不是 Mollier 图确定含 y(%)湿气的湿蒸气的焓、比容和熵，利用下列方程：$h = h_g - yh_{fg}/100$；$v = v_g - yv_{fg}/100$；和 $s = s_g - ys_{fg}/100$，式中 y 为以整数表示的湿气的百分数。对含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的蒸汽，由饱和压力蒸汽表获得需要的 h_g、h_{fg}、v_g、v_{fg}、s_g 和 s_{fg}的数值，并代入前述各方程。于是，

$$h = 1143.3 - \frac{40 \times 982.1}{100} = 750.5 Btu/lb(1745.7 kJ/kg)$$

$$v = 38.42 - \frac{40 \times 38.40}{100} = 23.06 ft^3/lb(1.44 m^3/kg)$$

$$s = 1.7876 - \frac{40 \times 1.5041}{100} = 1.1860 Btu/(lb)(°F)[4.97 kJ/(kg)(℃)]$$

注意在 Keenan 和 Keyes 的 *thermodynamic Properties of Steam* 中，v_{fg}未列入表中。因此，其

数值必需由表列数据相减，即 $v_{fg}=v_g-v_f$ 获得。得到的 v_{fg} 数值被用于湿蒸汽体积关系式。对含 40%湿气的 10psia(68.9kPa)的湿蒸汽 $v_g=38.42ft^3/lb$ (2.938m^3/kg)，和 $v_f=0.017ft^3/lb$ (0.0011m^3/kg)。于是，$v_{fg}=38.42-0.017=38.403ft^3/lb$ (2.3969m^3/kg)❶。

在某些情况中，蒸汽质量可能不以湿气百分含量表示。蒸汽质量表示为混合物中蒸汽的百分数。在上述计算中，蒸汽质量为 60%，因为湿气为 40%。于是，质量 $=1-m$，式中 m 为湿气百分数，以小数表示。

19.2 蒸汽表数值的内插

(1) 确定 151psia(1041.1kPa)的饱和蒸汽的焓、比容、熵和温度。(2)确定 261℉(127.2℃)的饱和蒸汽的焓、比容、熵和压力。(3)确定 1000℉(537.8℃)的蒸汽的压力，如果其比容为 2.6150ft^3/lb (0.16m^3/kg)。(4)确定 300psia(2068.5kPa)的蒸汽在 567.22℉(297.3℃)时的焓、比容和熵。

【计算步骤】

1. 利用饱和压力蒸汽表 对饱和压力蒸汽表的研究表明未列出 151psia(1041.1kPa)的压力数值。因此，必须在较高和较低的表列压力间进行内插。在本例中，这些数值分别为 152psia 和 150 psia(1048.0kPa 和 1034.3kPa)。要求取性质的压力(151psia 或 1041.1kPa)称为"中间压力"。在 152 psia(1048.0kPa)时，$h_g=1194.3$ Btu/lb (2777.5kJ/kg)；$v_g=2.977ft^3/lb$ (0.19m^3/kg)；$s_g=1.5683$Btu/(lb)(℉) [6.57 kJ/(kg)(℃)]；和 $t=359.46$℉(181.9℃)。在 150 psia(1034.3kPa)时，$h_g=1194.1$ Btu/lb (2777.5kJ/kg)；$v_g=3.015ft^3/lb$ (0.19m^3/kg)；$s_g=1.5694$ Btu/(lb)(℉) [6.57 kJ/(kg)(℃)]；和 $t=358.42$℉(181.3℃)。

对于焓，注意随压力增加，h_g 也增加。因此，151psia(1041.1kPa)(中间压力)下的焓将等于 150 psia(1034.3kPa)(用于内插的较低压力)的焓加上 1psi(6.9kPa)的压力增加(中间压力与较低压力之差)的成比例的变化。或在任一较高压力下，$h_{g_i}=h_{g_l}+[(p_i-p_l)/(p_h-p_l)](h_h-h_l)$，式中 h_{gi} 为中间压力下的焓，h_{gl} 为用于内插的较低压力下的焓，h_h 为用于内插的较高压力下的焓，p_i 为中间压力，p_h 和 p_l 为用于内插的较高和较低压力。于是利用由蒸汽表获得的 150 psia 和 152 psia(1034.3kPa 和 1048.0kPa)的焓，在 151psia(1041.1kPa)下的饱和蒸汽 $h_{gi}=1194.1+[(151-150)/(152-150)](1194.3-1194.1)=1194.2$ Btu/lb (2777.7 kJ/kg)。

然后，研究蒸汽表以确定在较低和较高压力间比容变化的方向。该研究表明比容随着压力增加而减小。因此，151psia(1041.1kPa)(中间压力)下的比容将等于 150 psia(1034.3kPa)(用于内插的较低压力)的比容减去 1psi(6.9kPa)的压力增加(中间压力与较低压力之差)的成比例的变化。或在任一压力下，$v_{gi}=v_{gl}-[(p_i-p_l)/(p_h-p_l)](v_h-v_l)$，式中各下标与前相同，而 v 是相应压力下的比容。利用由蒸汽表获得的 150 psia 和 152 psia(1034.3kPa 和 1048.0kPa)的比容数值，在 151psia(1041.1kPa)下的饱和蒸汽 $v_{gi}=3.015-[(151-150)/(152-150)](3.015-2.977)=2.996ft^3/lb$ (0.19m^3/kg)。

对蒸汽表熵变化方向的研究表明，与比容一样熵随压力增加而减小。因此，151psia(1041.1kPa)(中间压力)下的熵将等于 150 psia(1034.3kPa)(用于内插的较低压力)的熵减去

❶原文误排为(1.773m^3/kg)，译者注。

1psi(6.9kPa)的压力增加(中间压力与较低压力之差)的成比例的变化。或在任一较高压力下，$s_{gi} = s_{gl} - [(p_i - p_l)/(p_h - p_l)](s_h - s_l) = 1.5164 - [(151 - 150)/(152 - 150)](1.5694 - 1.5683) = 1.56885$ Btu/(lb)(℉)[6.6kJ/(kg)(℃)]，对 151 psia(1041.1kPa)下的饱和蒸汽。

对蒸汽表温度化方向的研究表明，与焓一样饱和温度随压力增加而增加。因此，151psia(1041.1kPa)(中间压力)下的温度将等于 150 psia(1034.3kPa)(用于内插的较低压力)的温度加上 1psi(6.9kPa)的压力增加(中间压力与较低压力之差)的成比例的变化。或在任一较高压力下，$t_{gi} = t_{gl} - [(p_i - p_l)/(p_h - p_l)](t_h - t_l) = 358.42 + [(151 - 150)/(152 - 150)](359.46 - 358.42) = 358.94$℉(181.6℃)，对 151 psia (1041.1 kPa)下的饱和蒸汽。

2. 利用饱和温度蒸汽表　对饱和温度蒸汽表的研究表明未列出 261℉(127.2℃)的温度数值。因此，必须在较高和较低的表列温度间进行内插。在本例中，这些数值分别为 262℉和 260℉(127.8℃和 126.7℃)。要求取性质的温度(261℉或 127.2℃)称为"中间温度"。

在 262℉(127.8℃)时，$h_g = 1168.0$ Btu/lb (2716.8kJ/kg)；$v_g = 11.396 ft^3/lb$ (0.71m^3/kg)；$s_g = 1.6833$ Btu/(lb)(℉) [7.05 kJ/(kg)(℃)]；和 $p_g = 36.646$psia(252.7 kPa)。在 260℉(126.7℃)时，$h_g = 1167.3$ Btu/lb (2715.1kJ/kg)；$v_g = 11.763 ft^3/lb$ (0.73 m^3/kg)；$s_g = 1.6860$ Btu/(lb)(℉) [7.06 kJ/(kg)(℃)]；和 $p_g = 35.429$psia(244.3 kPa)。

对于焓，注意随温度增加，h_g 也增加。因此，261℉(127.2℃)(中间温度)下的焓将等于 260℉(126.7℃)(用于内插的较低温度)的焓加上温度增加 1℉(0.69℃)(中间温度与较低温度之差)成比例的变化。或在任一较高温度下，$h_{gi} = h_{gl} + [(t_i - t_l)/(t_h - t_l)](h_h - h_l)$，式中 h_{gl}为用于内插的较低温度下的焓，h_h 为用于内插的较高温度下的焓，t_i 为中间温度，t_h 和 t_l 为用于内插的较高和较低温度。于是用由蒸汽表获得的 260℉和 262℉(126.7℃和 127.8℃)的焓，在 261℉(127.2℃)下的饱和蒸汽 $h_{gi} = 1167.3 + [(261 - 260)/(262 - 260)](1168.0 - 1167.3) = 1167.65$Btu/lb(2716.0kJ/kg)。

然后，研究蒸汽表以确定在较低和较高温度间比容变化的方向。该研究表明比容随着压力增加而减小。因此，261℉(127.2℃)(中间温度)下的比容将等于 260℉(126.7℃)(用于内插的较低温度)的比容减去温度增加 1℉(0.6℃)(中间温度与较低温度之差)的成比例的变化。或在任一较高温度下，$v_{gi} = v_{gl} - [(t_i - t_l)/(t_h - t_l)](v_l - v_h) = 11.763 - [(261 - 260)/(262 - 260)](11.763 - 11.359)] = 11.5795 ft^3/lb$ (0.7 m^3/kg)，对 261℉(127.2℃)下的饱和蒸汽。

对蒸汽表熵变化方向的研究表明，与比容一样熵随温度增加而减小。因此，261℉(127.2℃)(中间温度)下的熵将等于 260℉(126.7℃)(用于内插的较低温度)的熵减去温度增加 1℉(0.6℃)(中间温度与较低温度之差)的成比例的变化。或在任一较高温度下 $s_{gi} = s_{gl} - [(t_i - t_l)/(t_h - t_l)](s_l - s_h) = 1.6860 - [(261 - 260)/(262 - 260)](1.6860 - 1.6833) = 1.68465$Btu/(lb)(℉)[7.1kJ/(kg)(℃)]，对 261℉(127.2℃)下的饱和蒸汽。

对蒸汽表压力化方向的研究表明，与焓一样压力随温度增加而增加。因此，261℉(127.2℃)(中间温度)下的压力将等于 260℉(126.7℃)(用于内插的较低温度)下的压力加上温度增加 1℉(0.6℃)(中间温度与较低温度之差)的成比例的变化。或在任一较高温度下，$p_{gi} = p_{gl} + [(t_i - t_l)/(t_h - t_l)](p_h - p_l) = 35.429 + [(261 - 260)/(262 - 260)](36.646 - 35.429) = 36.0375$psia(248.5kPa)，对 261℉(127.2℃)下的饱和蒸汽。

3. 利用过热蒸汽表 因为饱和蒸汽可能存在的最高温度为705.4℉(374.1℃)，所以对1000℉(537.9℃)和2.6150ft³/lb(0.16m³/kg)蒸汽选择过热蒸汽表。这也是某些饱和蒸汽表列出的最高温度。因此，在1000℉(537.9℃)下，蒸汽为过热的。

在过热蒸汽表中查阅1000℉(537.9℃)列直到找到比容值为2.6150。这在325psia(2240.9kPa，$v=2.636$或0.16)和330psia(2275.4kPa，$v=2.596$或0.16)之间。因为表中没有精确等于2.6150的比容数值，必须进行内插。列出蒸汽表中的数值：p = 325psia(2240.9kPa)；t = 1000℉(537.9℃)；v = 2.636 ft³/lb(0.16m³/kg)；和p = 330psia(2275.4kPa)；t = 1000℉(537.9℃)；v = 2.596 ft³/lb(0.16m³/kg)。

注意在恒定温度下随压力升高体积减小。因此，中间(未知)压力可由较高内插压力(在本例中为330psia或2275.4kPa)减去比容的比例变化与用于内插的压力差之积求得，即$p_{gi}=p_h-[(v_i-v_h)/(v_l-v_h)](p_h-p_l)$，式中下标h、l和$i$分别指高、低和中间(未知)压力。在本例中，在1000℉(537.9℃)而比容为2.6150 ft³/lb(0.16m³/kg)时的$p_{gi}=330-[(2.615-2.596)/(2.636-2.596)](330-325)=327.62$psia(2258.9kPa)。

4. 利用过热蒸汽表 当给定蒸汽压力和温度时，在进行内插之前确定蒸汽状态。通过利用给定压力下的饱和蒸汽表并注意饱和温度完成这一任务。如果给定温度超过饱和温度，则该蒸汽为过热的。在本例中，饱和蒸汽表表明在300psia(2068.5kPa)时的饱和温度为417.33℉(214.1℃)。因为给定蒸汽温度为567.22℉(297.3℃)，实际温度高于饱和温度，所以该蒸汽是过热的。

利用300psia(2068.5kPa)的过热蒸汽表，找到567.22℉(297.3℃)的次低温度，即560℉(293.3℃)。再找到次高温度，即580℉(304.4℃)。于是，这些温度的焓、比容和熵的表列数据为：t = 560℉(293.3℃)；h = 1292.5Btu/lb(3006.4kJ/kg)；v = 1.9128ft³/lb(0.12m³/kg)；s = 1.6054Btu/(lb)(℉)[6.72kJ/(kg)(℃)]；和t = 580℉(304.4℃)；h = 1303.7Btu/lb(3032.4kJ/kg)；v = 1.9594ft³/lb(0.12 m³/kg)；s = 1.6163Btu/(lb)(℉)[6.77kJ/(kg)(℃)]。

对每种性质——焓、比容和熵，采用步骤2所述的同样方法，但改变较低的比容、熵和比例因子(本例中为温度)间的符号，因为过热蒸汽比容和熵随温度增加而增加。于是，

$$h_{gi}=1292.5+\frac{567.22-560}{580-560}(1303.7-1292.5)=1269.6\text{Btu/lb}(3015.9\text{kJ/kg})$$

$$v_{gi}=1.9128+\frac{567.22-560}{580-560}(1.9594-1.9128)=1.9296\text{ft}^3/\text{lb}(0.12\text{m}^3/\text{kg})$$

$$S_{gi}=1.6054+\frac{567.22-560}{580-560}(1.6163-1.6054)=1.6093\text{Btu/(lb)(℉)[6.7kJ(kg)(℃)]}$$

注：也应在内插之前观察性质变化的方向。在较高内插值和比例因子间采用加号还是减号取决于表列数值是增加(+)还是减小(-)。

19.3 等压蒸汽过程

3lb含15%湿气、初始压力为400psia(2758.0kPa)的湿蒸气在等压($P=C$)下膨胀到600℉(315.6℃)，确定初始温度T_1、焓H_1、内能E_1、体积V_1、熵S_1、最终焓H_2、最终内能E_2、最终体积V_2、最终熵S_2、向蒸汽加入的热量Q_1、输出的功W_2、内能的变化ΔE、比容的变化ΔV和熵的变化ΔS。

【计算步骤】

1. 由蒸汽表确定初始蒸汽温度　利用 400psia(2758.0kPa)的饱和蒸汽压力表，读得饱和温度为 444.59℉(229.2℃)。

2. 对初始状态下蒸汽中的湿气校正饱和蒸汽数值　在压力－体积($P-V$)图、Mollier($H-S$)图或温度－熵($T-S$)图中表示题述过程，见图 19.2。在状态 1，湿含量 $y=15\%$。利用 400psia(2758.0kPa)的饱和蒸汽压力表中的适当数值，对湿含量为 15%校正这些数值：

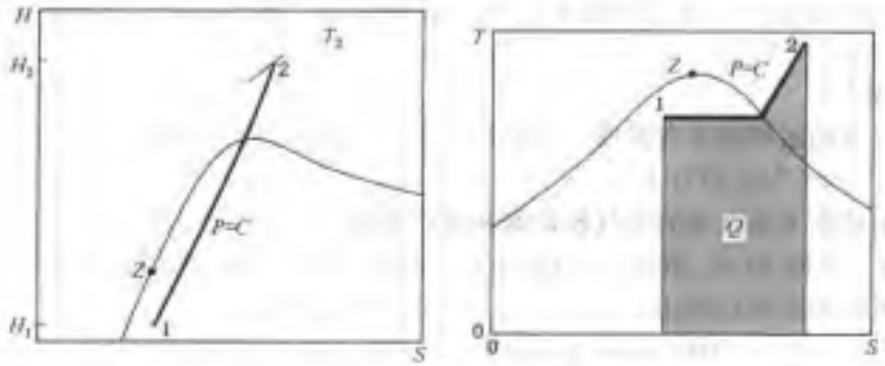


图 19.2　等压过程(例 19.3)

$$H_1 = h_g - yh_{fg} = 1204.5 - 0.15 \times 780.5 = 1087.4\ \text{Btu/lb}(2529.3\text{kJ/kg})$$

$$E_1 = u_g - yu_{fg} = 1118.5 - 0.15 \times 695.9 = 1015.1\ \text{Btu/lb}(2361.1\text{kJ/kg})$$

$$V_1 = v_g - yv_{fg} = 1.1613 - 0.15 \times 1.1420 = 0.990\ \text{ft}^3\text{/lb}(0.06\text{m}^3\text{/kg})$$

$$S_1 = s_g - ys_{fg} = 1.4844 - 0.15 \times 0.8630 = 1.2945\ \text{Btu/(lb)(℉)}[5.4\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

3. 确定最终状态的蒸汽性质　因为是等压过程，所以状态 2 的压力为 400psia(2758.0kPa)，与状态 1 相同。最终温度给定为 600℉(315.6℃)。这高于饱和温度 444.59℉(229.2℃)。因此在状态 2 蒸汽是过热的。利用 400psia(2758.0kPa)和 600℉(315.6℃)的过热蒸汽表。在此状态下，$H_2=1306.9$Btu/lb(3039.8kJ/kg)和 $V_2=1.477$ ft^3/lb(0.09m^3/kg)。那么，$E_2=h_{2g}-P_2V_2/J=1306.9-400\times144\times1.477/778=1197.5$ Btu/lb (2785.4kJ/kg)。在此式中，常数 144 将 psia 转化为 psfa，而 J 为热功当量，等于 778ft·lb/Btu(1N·m/J)。由蒸汽表可得 $S_2=1.5894$Btu/(lb)(℉) [6.7kJ/(kg)(℃)]。

4. 计算过程的输入、输出和变化　$W_2=(P_1/J)(V_2-V_1)m=(400\times144/778)\times(1.4770-0.9900)\times3=108.1$Btu(114.1kJ)。在此式中 m 为过程所用的蒸汽质量，即 3lb(1.4kg)。那么，

$$Q_1 = (H_2 - H_1)m = (1306.9 - 1087.4) \times 3 = 658.5\ \text{Btu}(694.4\text{kJ})$$

$$\Delta E = (E_2 - E_1)m = (1197.5 - 1014.1) \times 3 = 550.2\ \text{Btu}(580.2\text{kJ})$$

$$\Delta V = (V_2 - V_1)m = (1.4770 - 0.9900) \times 3 = 1.461\ \text{ft}^3(0.041\text{m}^3)$$

$$\Delta S = (S_2 - S_1)m = (1.5894 - 1.2945) \times 3 = 0.8847\ \text{Btu/℉}(1.680\text{kJ/℃})$$

5. 校核计算　输出功 W_2 应等于内能的变化加输入的热量，即 $W_2=E_1-E_2+Q_1=-550.2+658.5=108.3$Btu(114.3kJ)。此值几乎等于计算的 W_2 值 108.1Btu(114.1kJ)，对所有常规工程计算已足够接近。对计算器输入误差而言，差别是极小的。在计算输出功时，内

能变化为负号，因为在此过程中 E 减小。

相关计算 本法可用于所有蒸汽等压过程。

19.4 等容蒸汽过程

5lb (2.3kg)初始压力为 120 psia(827.4kPa)含 30% 湿气的湿蒸气在等容条件($V=C$)下加热到 1000℉(537.8℃)。确定初始温度 T_1、焓 H_1、初始内能 E_1 和体积 V_1、最终压力 P_2、最终焓 H_2、最终内能 E_2、最终体积 V_2、加入的热量 Q_1、输出功 W、内能的变化 ΔE、体积的变化 ΔV 和熵的变化 ΔS。

【计算步骤】

1. 由蒸汽表确定初始蒸汽温度 利用初始压力 120psia(827.4kPa)的饱和蒸汽压力表读得饱和温度：$T_1=341.25$℉(171.8℃)。

2. 对初始状态下蒸汽中的湿气校正饱和蒸汽数值 在 $P-V$ 图、$H-S$ 图、$T-S$ 图中表示题述过程，见图 19.3。利用由 120psia(827.4kPa)的饱和蒸汽压力表得到的适当数值，并将它们对湿含量 30%进行校正：

$$H_1 = h_g - yh_{fg} = 1190.4 - 0.3 \times 877.9 = 927.0\text{Btu/lb}(2156.2\text{kJ/kg})$$

$$E_1 = u_g - yu_{fg} = 1107.6 - 0.3 \times 795.6 = 868.9\text{Btu/lb}(2021.1\text{kJ/kg})$$

$$V_1 = v_g - yv_{fg} = 3.7280 - 0.3 \times 3.7101 = 2.6150\text{ft}^3\text{/lb}(0.16\text{m}^3\text{/kg})$$

$$S_1 = s_g - ys_{fg} = 1.5878 - 0.3 \times 1.0962 = 1.2589\text{Btu/(lb)(℉)}[5.3\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

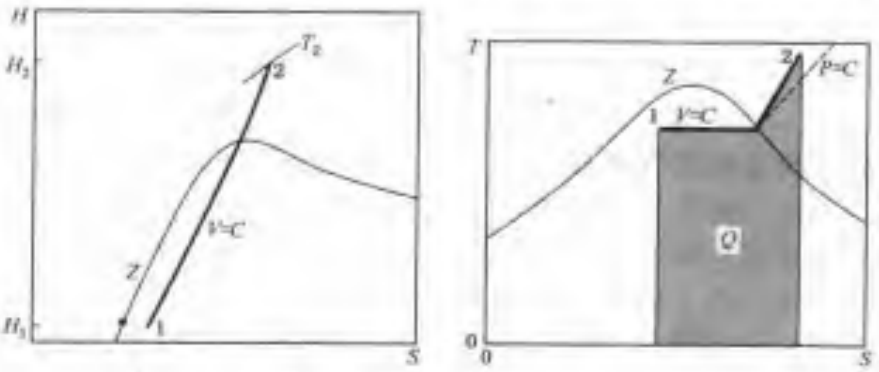


图 19.3 等容过程(例 19.4)

3. 确定最终状态的蒸汽体积 给定 $T_2=1000$℉(537.8℃)。因为这是一等容过程，$v_2=v_1=2.6150\text{ft}^3\text{/lb}(0.16\text{m}^3\text{/kg})$。蒸汽的总体积等于比容和用于过程的蒸汽磅数的乘积，即总体积等于 $2.6150\times5=13.075\text{ft}^3(0.37\text{m}^3)$。

4. 确定最终蒸汽压力 最终蒸汽温度(1000℉或 537.8℃)和最终蒸汽比容(2.6150ft³/lb 或 0.16m³/kg)已知。为确定最终压力，在蒸汽表中找到与上述温度和比容对应的状态。因为 1000℉(537.8℃)的温度高于任何饱和蒸汽的温度(705.4℉或 374.1℃是饱和蒸汽的最高饱和温度)，状态 2 的蒸汽必为过热蒸汽。因此，必须采用过热蒸汽表确定 P_2。

在蒸汽表的 1000℉(537.8℃)列中寻找过热蒸汽比容 2.6150ft³/lb(0.16m³/kg)。在压力为 325psia(2240.9kPa)时，$v=2.636$ ft³/lb (0.16m³/kg)；$h=1542.5$ Btu/lb (3587.9 kJ/kg)；

$s = 1.7863$Btu/(lb)(℉)[7.48kJ/(kg)(℃)]；而在 330psia（2275.4kPa）时，$v = 2.596$ ft³/lb (0.16m³/kg)；$h = 1524.4$ Btu/lb (3545.8kJ/kg)；$s = 1.7845$ Btu/(lb)(℉)[7.47kJ/(kg)(℃)]。于是，2.6150 位于 325 和 330 psia(2240.9 和 2275.4kPa)之间。为了确定对应于最终比容的压力，必须在这二个比容值之间进行内插，即 $P_2 = 330 - [(2.615 - 2.596)/(2.636 - 2.596)](330 - 325) = 327.62$psia（2258.9kPa)。在此方程中，各比容数值对应于高压(330psia 或 2275.4kPa)、低压(325psia 或 2240.9kPa)和未知压力。

5. 确定最终焓、熵和内能　最终焓可用相同的方法利用每一比容而非压力下的焓内插。于是，$H_2 = 1524.5 - [(2.615 - 2.596)/(2.636 - 2.596)](1524.5 - 1524.4) = 1424.45$ Btu/lb (3545.8kJ/kg)。因为二压力下的焓差仅为 1524.5 − 1524.4 = 0.1 Btu/lb(0.23kJ/kg)，所以 327.62psia 下的焓可假定等于低压(325psia 或 2240.9kPa)下的焓，即 1524.4 Btu/lb(3545.8kJ/kg)，而误差仅为可以忽略的 0.05 Btu/lb(0.12kJ/kg)。但是，当焓值变化超过 1.0 Btu/lb (2.3kJ/kg)时，如果要求精确的结果，则应如所示进行内插。

在二压力间进行内插求取 S_2，即

$$S_2 = 1.7863 - \frac{327.62 - 325}{330 - 325}(1.7863 - 1.7845)$$

$$= 1.7854\text{Btu/(lb)(℉)[7.5kJ/(kg)(℃)]}$$

$$E_2 = H_2 - P_2V_2/J = 1524.4 - \frac{327.62 \times 144 \times 2.615}{778}$$

$$= 1365.9\text{Btu/lb(3177.1kJ/kg)}$$

6. 计算过程导致的变化　$Q_1 = (E_2 - E_1)m = (1365.9 - 868.9) \times 5 = 2485$Btu (2621.8kJ)；$\Delta S = (S_2 - S_1)m = (1.7854 - 1.2589) \times 5 = 2.6325$ Btu/℉(5.0kJ/℃)。

根据定义，$W = 0$；$\Delta V = 0$；$\Delta E = Q_1$。注意在 $T - S$ 图(图 19.3)中恒定体积线的曲率不同于恒压线(图 19.2)。等容过程加入的热量 Q_1 仅影响内能。总熵变必需考虑总蒸汽质量 $m = 5$lb(2.3kg)。

相关计算　本法可用于所有蒸汽等容过程。

19.5　等温蒸汽过程

6lb(2.7kg)初始压力为 1200 psia(8274.0kPa)含 50%湿气的湿蒸气在等温条件下($T = C$)膨胀到 300 psia(2068.5kPa)。确定初始温度 T_1、焓 H_1、内能 E_1、比容 V_1、熵 S_1、最终温度 T_2、最终焓 H_2、最终内能 E_2、最终体积 V_2、最终熵 S_2、加入的热量 Q_1、输出功 W_1、内能的变化 ΔE、比容的变化 ΔV 和熵的变化 ΔS。

【计算步骤】

1. 由蒸汽表确定初始蒸汽温度　利用 1200psia(8274.0kPa)的饱和蒸汽压力表读得饱和温度：$T_1 = 567.22$℉(297.3℃)。

2. 对初始状态下蒸汽中的湿气校正饱和蒸汽数值　在 $P - V$ 图、$H - S$ 图或 $T - S$ 图中表示题述过程(图 19.4)。利用由 1200psia(8274.0kPa)的饱和蒸汽压力表得到的适当数值，并将它们对湿含量 50%进行校正：

$$H_1 = h_g - y_1h_{fg} = 1183.4 - 0.5 \times 611.7 = 877.5\text{Btu/lb(2041.1kJ/kg)}$$

$$E_1 = u_g - y_1u_{fg} = 1103.0 - 0.5 \times 536.3 = 834.8\text{Btu/lb(1941.7kJ/kg)}$$

$$V_1 = v_g - y_1 v_{fg} = 0.3619 - 0.5 \times 0.3396 = 0.1921 \text{ft}^3/\text{lb}(0.012\text{m}^3/\text{kg})$$

$$S_1 = s_g - y_1 s_{fg} = 1.3667 - 0.5 \times 0.5956 = 1.0689 \text{Btu/(lb)(°F)}[4.5\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

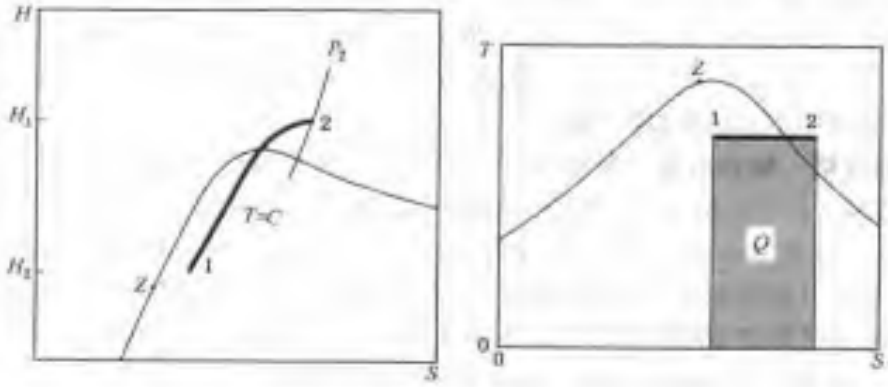


图 19.4 等温过程(例 19.5)

3. 确定最终状态的蒸汽性质 因为这是一等温过程，$T_2 = T_1 = 567.22$°F(297.3℃)；并给定 $P_2 = 300$psia(2068.5kPa)。300psia(2068.5kPa)的饱和温度为 417.33°F(214.1℃)。因此，最终状态的蒸汽是过热的，因为 567.22°F(297.3℃) > 饱和温度 417.33°F(214.1℃)。

为确定最终的焓、熵和比容，必须在已知的最终温度和表列的次高和次低温度间进行内插。即在 $T = 560$°F(293.3℃)时，$v = 1.9128$ ft³/lb(0.12m³/kg)；$h = 1292.5$ Btu/lb (3006.4kJ/kg)；$s = 1.6054$Btu/(lb)(°F)[6.72kJ/(kg)(℃)]。在 $T = 580$°F(304.4℃)时，$v = 1.9594$ ft³/lb (0.12m³/kg)；$h = 1303.7$ Btu/lb (3032.4kJ/kg)；$s = 1.6163$Btu/(lb)(°F) [6.76kJ/(kg)(℃)]。

那么，

$$H_2 = 1292.5 + \frac{567.22 - 560}{580 - 560}(1303.7 - 1292.5)$$

$$= 1296.5\text{Btu/lb}(3015.7\text{kJ/kg})$$

$$S_2 = 1.6054 + \frac{567.22 - 560}{580 - 560}(1.6163 - 1.6054)$$

$$= 1.6093\text{Btu/(lb)(°F)}[6.7\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

$$V_2 = 1.9128 + \frac{567.22 - 560}{580 - 560}(1.9594 - 1.9128)$$

$$= 1.9296\text{ft}^3/\text{lb}(0.12\text{m}^3/\text{kg})$$

$$E_2 = H_2 - P_2 V_2 / J = 1296.5 - \frac{300 \times 144 \times 1.9296}{778}$$

$$= 1109.3\text{Btu/lb}(2580.2\text{kJ/kg})$$

4. 计算过程变化 $Q_1 = T_1(S_2 - S_1)m$，式中 T_1 为绝对初始温度。于是，$Q_1 = (567.22 + 460)(1.6093 - 1.0689 \times 6 = 3330\text{Btu}(3513.3\text{kJ})$，或 555Btu/lb(1291kJ/kg)。那么，

$$\Delta E = E_2 - E_1 = 1109.3 - 834.8 = 274.5\text{Btu/lb}(638.5\text{kJ/kg})$$

$$\Delta H = H_2 - H_1 = 1296.5 - 877.5 = 419.0\text{Btu/lb}(974.6\text{kJ/kg})$$

$$W_2 = (Q_1 - \Delta E)m = (555 - 274.5) \times 6 = 1683\text{Btu}(1776\text{kJ})$$

$$\Delta S = S_2 - S_1 = 1.6093 - 1.0698 = 0.5404\text{Btu/(lb)(℉)}[2.3\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

$$\Delta V = V_2 - V_1 = 1.9296 - 0.1921 = 1.7375\text{ft}^3\text{/lb}(0.11\text{m}^3\text{/kg})$$

相关计算　本法可用于所有等温蒸汽过程。

19.6　等熵蒸汽过程

10 lb(4.5kg)蒸汽在二种条件——不流动和定态流动，做从初始压力 2000psia(13790.0kPa)和初始温度 800℉(426.7℃)到最终压力 2psia(13.8kPa)的等熵($S = C$)膨胀。在定态流动过错中，假定初始动能 E_{k1}等于最终动能 E_{k2}。确定初始焓 H_1、初始内能 E_1、初始体积 V_1、初始熵 S_1、最终温度 T_2、百分湿气含量 y、最终焓 H_2、最终内能 E_2、最终体积 V_2、最终熵 S_2、内能的变化 ΔE、焓的变化 ΔH、体积的变化 ΔV、熵的变化 ΔS、加入的热量 Q_1 和输出功 W_2。

【计算步骤】

1. 由蒸汽表确定初始焓、比容和熵　利用 2000psia(13790.0kPa)和 800℉(426.7℃)的饱和蒸汽压力表，读得 $H_1 = 1335.5\text{Btu/lb}(3106.4\text{kJ/kg})$；$V_1 = 0.3074\text{ft}^3\text{/lb}\ (0.019\text{m}^3\text{/kg})$；$S_1 = 1.4576\text{Btu/(lb)(℉)}[6.1\text{kJ/(kg)(℃)}]$。

2. 计算初始内能

$$E_1 = H_1 - \frac{P_1 V_1}{J} = 1335.5 - \frac{2000 \times 144 \times 0.3074}{778} = 1221.6\ \text{Btu/lb}(2841.1\text{kJ/kg})$$

3. 确定最终状态的蒸汽性质　在 $P - V$ 图、$H - S$ 图或 $T - S$ 图中表示题述过程(图 19.5)。注意膨胀后的蒸汽在最终状态下是湿蒸汽，因为在 $H - S$ 图和 $T - S$ 图中 2psia(13.8kPa)压力线位于饱和曲线下方。因此，最终状态下的蒸汽性质必需对湿含量进行校正。从饱和压力蒸汽表读得 2psia (13.8kPa)压力下的液体和蒸汽性质。于是，表列的这些性质为：$s_f = 0.1749\text{Btu/(lb)(℉)}[0.73\text{kJ/(kg)(℃)}]$；$s_{fg} = 1.7451\ \text{Btu/(lb)(℉)}\ [7.31\ \text{kJ/(kg)(℃)}]$；$s_g = 1.9200\ \text{Btu/(lb)(℉)}\ [8.04\text{kJ/(kg)(℃)}]$；$h_f = 93.99\text{Btu/lb}(218.6\text{kJ/kg})$；$h_{fg} = 1022.2\ \text{Btu/lb}\ (2377.6\text{kJ/kg})$；$h_g = 1116.3\ \text{Btu/lb}(2596.5\text{kJ/kg})$；$u_f = 93.98\text{Btu/lb}\ (218.6\text{kJ/kg})$；$u_{fg} = 957.9\ \text{Btu/lb}\ (2228.1\ \text{kJ/kg})$；$u_g = 1051.9\ \text{Btu/lb}(2446.7\text{kJ/kg})$；$v_f = 0.016\text{ft}^3\text{/lb}\ (0.00010\text{m}^3\text{/kg})$；$v_{fg} = 173.1\text{ft}^3\text{/lb}(10.8\text{m}^3\text{/kg})$；$v_g = 173.73\text{ft}^3\text{/lb}(10.8\text{m}^3\text{/kg})$。

因为是等熵过程，$S_2 = S_1 = s_g - y_2 s_{fg}$。求解最终状态的湿气百分含量 y_2。于是，$y_2 = (s_g - S_1)/s_{fg} = (1.9200 - 1.4576)/1.7451 = 0.265$，即 26.5%。那么，

$$H_2 = h_g - y_2 h_{fg} = 1116.2 - 0.265 \times 1022.2 = 845.3\text{Btu/lb}(1966.2\text{kJ/kg})$$

$$E_2 = u_g - y_2 u_{fg} = 1051.9 - 0.265 \times 957.9 = 798.0\text{Btu/lb}(1856.1\text{kJ/kg})$$

$$V_2 = v_g - y_2 v_{fg} = 173.73 - 0.265 \times 173.71 = 127.7\text{ft}^3\text{/lb}(8.0\text{m}^3\text{/kg})$$

4. 计算过程导致的变化　性质的总变化是对本过程所用的蒸汽量 10lb(4.5kg)的。于是，

$$\Delta E = (E_1 - E_2)m = (1221.6 - 798.0) \times 10 = 4236\text{Btu}(4469.2\text{kJ})$$

$$\Delta H = (H_1 - H_2)m = (1335.5 - 845.3) \times 10 = 4902\text{Btu/lb}(5171.9\text{kJ})$$

$$\Delta S = (S_1 - S_2)m = (1.4576 - 1.4576) \times 10 = 0\text{Btu/℉}(0\text{kJ/℃})$$

$$\Delta V = (V_1 - V_2)m = (0.3074 - 127.7) \times 10 = -1274\text{ft}^3(-36.1\text{m}^3)$$

$Q_1 = 0$ Btu(根据定义，在等熵过程中没有热量传递)。不流动的过程，$W_2 = \Delta E =$

4236Btu(4469.2kJ)。定态流动过程，$W_2 = \Delta H = 4902\text{Btu}(5171.9\text{kJ})$。注意：在等熵过程中，不流动功等于内能变化。定态流动功等于焓的变化，且流动功的变化量比不流动功大。

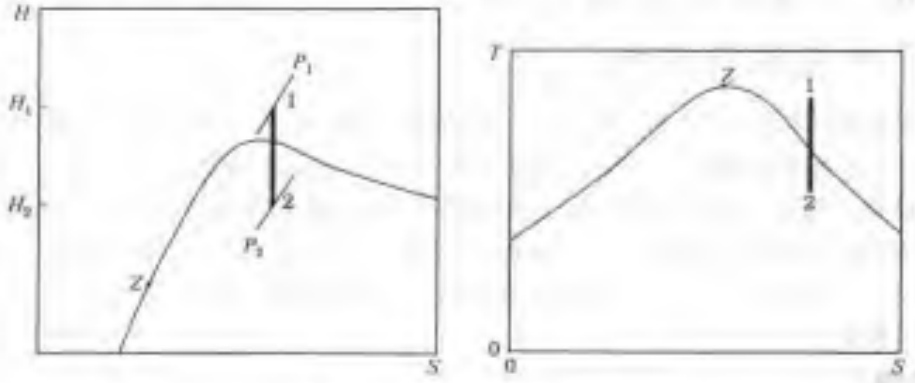


图 19.5 等熵过程(例 19.6)

19.7 蒸汽的不可逆绝热膨胀

10 lb(4.5kg)蒸汽经历从初始压力 2000psia(13790.0kPa)和初始温度 800℉(426.7℃)到最终压力 2psia(13.9kPa)的定态流动膨胀，膨胀效率为 75%。在此定态流动中，假定不存在动能变化。确定 ΔE、ΔH、ΔS、ΔV、Q 和 W_2。

【计算步骤】

1. 由蒸汽表确定初始蒸汽性质 利用 2000psia(13790.0kPa)和 800℉(426.7℃)的饱和蒸汽压力表，读得 $H_1 = 1335.5\text{Btu/lb}(3106.4\text{kJ/kg})$；$V_1 = 0.3074\text{ft}^3/\text{lb}\ (0.019\text{m}^3/\text{kg})$；$E_1 = 1221.6\text{Btu/lb}(2840.7\text{kJ/kg})$；和 $S_1 = 1.4576\text{Btu/(lb)(℉)}[6.1\text{kJ/(kg)(℃)}]$。

2. 确定最终状态的蒸汽性质 在 $P-V$ 图、$H-S$ 图或 $T-S$ 图中表示题述过程(图 19.6)。注意膨胀后的蒸汽在最终状态下是湿蒸汽，因为在 $H-S$ 图和 $T-S$ 图中 2psia(13.9kPa)压力线位于饱和曲线下方。因此，最终状态下的蒸汽性质必需对湿含量进行校正。但是，只有到膨胀效率 $(H_1-H_2)/(H_1-H_{2s})$ 被估算后，才能确定实际的最终焓。

为确定最终焓 H_2，必须通过假定等熵膨胀到 2psia(13.8kPa)和温度 128.06℉(52.3℃)。首

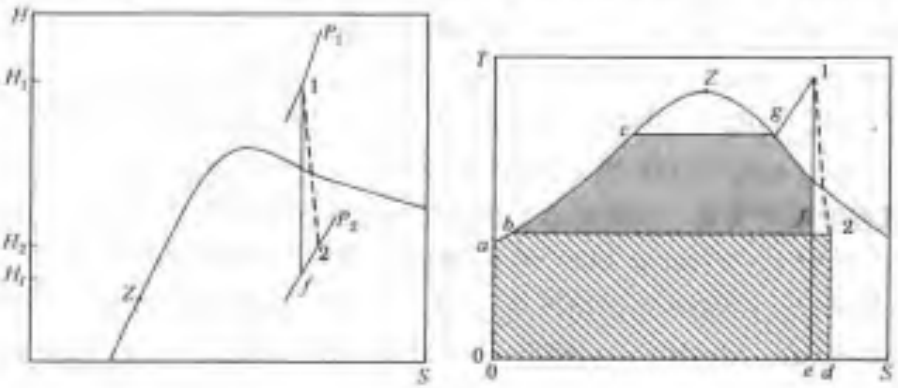


图 19.6 不可逆绝热过程(例 19.7)

先计算另一个焓 H_{2s}。然后 H_{2s}将是对应于等熵膨胀进入湿蒸汽区的焓，而百分湿含量将是对应于最终状态的湿含量。此百分数通过求取$(s_g - s_1)$对 s_{fg}的比值确定，即 $y_2 = (s_g - s_1)/s_{fg} = (1.9200 - 1.4576)/1.7451 = 0.265$，式中 s_g 和 s_{fg}是 2psia(13.8kPa)时的熵。然后，$H_{2s} = h_g - y_{2s}h_{fg} = 1116.2 - 0.265 \times 1022.2 = 845.3$ Btu/lb (1966.2kJ/kg)。在此关系式中，h_g 和 h_{fg}是 2psia (13.8kPa)时的焓。

膨胀效率给定为 0.75，那么$(H_1 - H_2)/(H_1 - H_{2s})$ = 实际功/理想功 = 0.75 = $(1335.5 - H_2)/(1335.5 - 845.3)$。解得 $H_2 = 967.9$Btu/lb(2251.3kJ/kg)。

然后，由饱和压力蒸汽表读得 2psia(13.8kPa)时的液体和蒸汽性质。于是，表列的这些性质为：$h_f = 93.99$ Btu/lb(218.6kJ/kg)；$h_{fg} = 1022.2$ Btu/lb (2377.6kJ/kg)；$h_g = 1116.2$ Btu/lb(2596.3kJ/kg)；$s_f = 0.1749$ Btu/(lb)(℉)[0.73kJ/(kg)(℃)]；$s_{fg} = 1.7451$ Btu/(lb)(℉)[7.31kJ/(kg)(℃)]；$s_g = 1.9200$ Btu/(lb)(℉) [8.04 kJ/(kg)(℃)]；$u_f = 93.98$ Btu/lb (218.60kJ/kg)；$u_{fg} = 957.9$ Btu/lb (2228.1 kJ/kg)；$u_g = 1051.9$ Btu/lb(2446.7kJ/kg)；$v_f = 0.016ft^3/lb(0.00010m^3/kg)$；$v_{fg} = 173.71ft^3/lb$ $(10.84m^3/kg)$；$v_g = 173.73ft^3/lb$ $(10.85\ m^3/kg)$。

因为实际的最终焓 H_2 不同于 H_{2s}，最终的实际湿含量 y_2 必需用 H_2 计算。于是 $y_2(h_g - H_2)/h_{fg} = (1116.2 - 967.9)/1022.2 = 0.1451$。那么，

$$E_2 = u_g - y_2u_{fg} = 1051.9 - 0.1451 \times 957.9 = 912.9 \text{ Btu/lb}(2123.41\text{kJ/kg})$$

$$V_2 = v_g - y_2v_{fg} = 173.73 - 0.1451 \times 173.71 = 148.5\ ft^3/lb(9.3m^3/kg)$$

$$S_2 = s_g - y_2s_{fg} = 1.9200 - 0.1451 \times 1.7451$$

$$= 1.6668\text{Btu/(lb)(℉)[7.0kJ/(kg)(℃)]}$$

3. 计算过程导致的变化　性质的总变化是对本过程所用的蒸汽量 10lb(4.5kg)的。于是，

$$\Delta E = (E_1 - E_2)m = (1221.6 - 912.9) \times 10 = 3087 \text{ Btu}(3257.0\text{kJ})$$

$$\Delta H = (H_1 - H_2)m = (1335.5 - 967.9) \times 10 = 3676 \text{ Btu/lb}(3878.4\text{kJ})$$

$$\Delta S = (S_2 - S_1)m = (1.6668 - 1.4576) \times 10 = 2.092 \text{ Btu/℉}(4.0\text{kJ/℃})$$

$$\Delta V = (V_2 - V_1)m = (148.5 - 0.3074) \times 10 = 1482\ ft^3(42.0m^3)$$

$Q_1 = 0$。根据定义，对定态流动过程，$W_2 = \Delta H = 3676$ Btu/lb(3878.4kJ/kg)。

19.8　不可逆绝热蒸汽压缩

2 lb(0.9kg)120psia(827.4kPa)具有 80%质量的饱和蒸汽以 75%的压缩效率经不流动绝热压缩到最终压力 1700psia(11721.5kPa)，确定最终蒸汽温度 T_2，内能变化 ΔE、熵变化 ΔS、输入功 W 和输入热量 Q。

【计算步骤】

1. 确定初始状态的蒸汽性质　由饱和压力蒸汽表可知，在 120psia(827.4kPa)饱和压力下 $T_1 = 341.25$℉(171.8℃)。由于 $x_1 = 0.8$，利用由蒸汽表得到的内能值，$E_1 = u_f + x_1u_{fg} = 312.05 + 0.8 \times 795.6 = 948.5$ Btu/lb(2206.5kJ/kg)。初试熵 S_1 等于 $s_f + x_1s_{fg} = 0.4916 + 0.8 \times 1.0962 = 1.3686$ Btu/(lb)(℉)[5.735kJ/(kg)(℃)]。

2. 确定最终状态的蒸汽性质　在 $T - S$ 图中表示题述过程(图 19.7)。假定由初始状态到最终状态为等熵压缩。那么，$S_{2s} = S_1 = 1.3686$ Btu/(lb)(℉)[5.7kJ/(kg)(℃)]。

就如等熵膨胀的最终熵已知为 1.3686 Btu/(lb)(℉)[5.735kJ/(kg)(℃)]，最终压力已知

为 1700psia(11721.5kPa)。$T-S$ 图(图 19.7)表明最终状态的蒸汽为过热蒸汽。利用 1700psia(11721.5kPa)的过热蒸汽表，投射到熵 1.3686，读得最终蒸汽温度为 650°F(343.3℃)。(在大多数情况中，最终熵不会严格等于表列数值，必须在表列熵数值间进行内插以确定中间压力数值。)

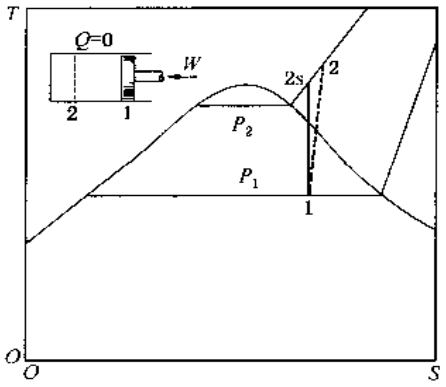


图 19.7 不可逆绝热压缩过程(例 19.8)

由相同的表，在 1700psia(11721.5kPa)和 650°F(343.3℃)下，$H_{2s}=1214.4$ Btu/lb(2827.4kJ/kg)和 $V_{2s}=0.2755$ ft³/lb(0.017m³/kg)。那么，$E_{2s}=H_{2s}-P_2V_{2s}/J=1214.4-1700\times144\times0.2755/788=1127.8$ Btu/lb(2623.3kJ/kg)。因为 E_1 和 E_{2s} 已知，理想功 W 可计算。于是，$W=E_{2s}-E_1=1127.8-948.5=178.3$ Btu/lb(417.1kJ/kg)。

3. 计算实际压缩的蒸气性质 因为压缩效率已知，实际的最终内能可由压缩效率求得，压缩效率 = 理想 W/实际 $W=(E_{2s}-E_1)/(E_2-E_1)$，即 $0.75=(1127.8-948.5)/(E_2-948.5)$，和 $E_2=1187.6$ Btu/lb(2762.4kJ/kg)。那么，$E=(E_2-E_1)m=(1187.6-948.5)\times2=478.2$Btu(504.4kJ)。根据定义，$Q=0$。

最后，必须计算实际最终温度和熵。已知实际最终内能 $E_2=1187.6$ Btu/lb(2762.4kJ/kg)。还有，$T-S$ 图(图 19.7)表明最终状态的蒸汽为过热蒸汽。但是，过热蒸汽表没有列出这种蒸汽的内能。因此，必需假定蒸汽的最终温度，然后计算其内能。计算值与已知的内能值进行比较，并在必要时对下一次假设进行调整。因此，假定最终温度为 720°F(382.2℃)。该假定温度高于理想最终温度 650°F(343.3℃)，因为 $T-S$ 图(图 19.7)表明实际最终温度高于理想最终温度。利用由 1700psia(11721.5kPa)和 720°F(382.2℃)过热蒸汽表得到的数值，

$$E=H-\frac{PV}{J}=1288.4-\frac{1700\times144\times0.3283}{778}=1185.1\ \text{Btu/lb}(2756.5\text{kJ/kg})$$

此值小于实际内能 1187.6 Btu/lb(2762.4kJ/kg)。因此，实际温度将高于 720°F(382.2℃)，因为内能是随温度增加而增加的。为了获得能在较低、实际和较高值之间进行内插的较高的内能值，假定一较高的温度，在本案例中为列于蒸汽表中的下一个温度，即 740°F(393.3℃)。然后，对 1700psia(11721.5kPa)和 740°F(393.3℃)，

$$E=1305.8-\frac{1700\times144\times0.3410}{778}=1198.5\ \text{Btu/lb}(2757.7\text{kJ/kg})$$

此值高于实际内能 1187.6 Btu/lb(2762.4kJ/kg)。因此，实际温度将位于 720℃和 740°F(382.2℃和 393.3℃)之间的某个位置。在已知的内能间进行内插确定最终蒸汽温度和最终熵。于是，

$$T_2=720+\frac{1187.6-1185.1}{1198.5-1185.1}(740-720)=723.7\text{°F}(384.3\text{℃})$$

$$S_2=1.4333+\frac{1187.6-1185.1}{1198.5-1185.1}(1.4480-1.4333)$$

$$=1.4360\ \text{Btu/(lb)(°F)}[6.0\text{kJ/(kg)(℃)}]$$

$$\Delta S = (S_2 - S_1)\ m = (1.4360 - 1.3686) \times 2 = 0.1348\text{Btu/℉}[0.26\text{kJ/℃}]$$

注意实际的最终蒸汽温度比理想压缩的最终温度(650℉或 343.3℃)高 73.7℉(40.9℃)。

相关计算　本法可用于任何不可逆绝热蒸汽过程。

19.9　蒸汽和水的节流过程

用(1)500psia(3447.5kPa)和 500℉(260.0℃)的蒸汽，(2)500psia(3447.5kPa)和 4%湿含量的蒸汽，(3)500psia(3447.5kPa)和 50%湿含量的蒸汽，和(4)500psia (3447.5kPa)的饱和水，进行由 500psia(3447.5kPa)开始，14.7psia(101.4kPa)结束的节流过程。确定各过程的最终焓 H_2、温度 T_2 和湿含量 y_2。

【计算步骤】

1. 计算过热蒸汽的最终状态　由过热蒸汽表，对 500psia(3447.5kPa)和 500℉(260.0℃)的蒸汽，H_1 = 1231.3 Btu/lb (2864.0kJ/kg)。根据节流过程的定义，$H_1 = H_2$ = 1231.3 Btu/lb (2864.0kJ/kg)。画出节流过程的 T－S 图(图 19.8)。

为确定最终温度，利用最终压力 14.7psia (101.4kPa)的过热蒸汽表，并水平投射到等于或小于已知焓 1231.3 Btu/lb (2864.0kJ/kg)[采用过热蒸汽表是因为 T－S 图(图 19.8)表明最终状态的蒸汽为过热蒸汽]。在 14.7psia(101.4kPa)时，没有严格等于 1231.3Btu/lb (2864.0kJ/kg)的表列焓值。次低焓值为 T = 380℉ (193.3℃)时的 1230 Btu/lb (2861.0kJ/kg)。次高焓值为 T = 400℉(204.4℃)时的 1239.9 Btu/lb (2884.0kJ/kg)。在这二个焓值间进行内插求得最终蒸汽温度。于是，

$$T_2 = 380 + \frac{1231.3 - 1230.5}{1239.9 - 1230.5}(400 - 380) = 381.7\text{℉}(194.3\text{℃})$$

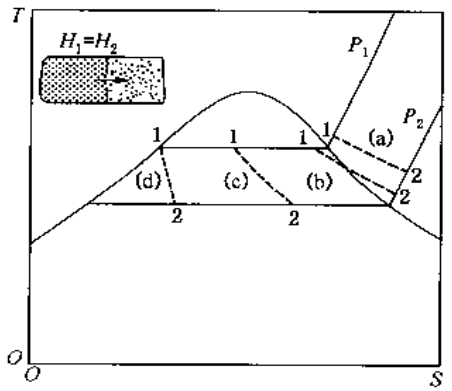


图 19.8　蒸汽节流过程(例 19.9)

因为是过热蒸汽，在最终状态下不含湿气。

2. 计算低湿含量蒸汽的最终状态　由饱和压力蒸汽表确定 500psia(3447.5kPa)饱和蒸汽的焓：h_g = 1204.4 Btu/lb(2801.4kJ/kg)，和 h_{fg} = 755.0 Btu/lb (1756.1kJ/kg)。对湿含量进行焓校正：$H_1 = h_g - y_1 h_{fg}$ = 1204.4 − 0.04 × 755.0 = 1174.2Btu/lb (2731.2kJ/kg)。然后，根据定义 $H_2 = H_1$ = 1174.2Btu/lb。

通过研究 $T - S$ 图确定节流后蒸汽的最终状态(湿、饱和或过热)。如果没有作图，利用最终压力 14.7psia(101.4kPa)的饱和压力蒸汽表，并校核表列 h_g。如果表列 h_g 小于 H_1，节流后蒸汽为过热的。如果表列 h_g 大于 H_1，节流后蒸汽为饱和的。检查饱和压力蒸汽表表明节流后蒸汽为过热的，因为 $H_1 > h_g$。

然后，利用过热蒸汽表求取 14.7psia(101.4kPa)的焓值 H_1。没有等于 1174.2 Btu/lb (2731.2kJ/kg)的焓值。次低焓值为 T = 260℉(126.7℃)时的 1173.8 Btu/lb (2730.3kJ/kg)。14.7psia(101.4kPa)的次高焓值为 T = 280℉(137.8℃)时的 1183.3 Btu/lb (2752.4kJ/kg)。在这二个焓值间进行内插求得最终蒸汽温度。于是，

$$T_2 = 260 + \frac{1174.2 - 1173.8}{1183.3 - 1173.8}(280 - 260) = 260.8\text{℉}(127.1\text{℃})$$

此值高于 14.7psia(101.4kPa)时的饱和蒸汽温度——212℉(100℃)，提供了节流后蒸汽为过热蒸汽的进一步的证据。因此，在节流后蒸汽不含湿气。

3. 计算高湿含量蒸汽的最终状态 由饱和压力蒸汽表确定 500psia(3447.5kPa)饱和蒸汽的焓：h_g = 1204.4 Btu/lb(2801.4kJ/kg)，和 h_{fg} = 755.0 Btu/lb (1756.1kJ/kg)。对湿含量进行焓校正：$H_1 = h_g - y_1 h_{fg} = 1204.4 - 0.5 \times 755.0 = 826.9$Btu/lb (1923.4 kJ/kg)。然后，根据定义 $H_2 = H_1 = 826.9$Btu/lb (1923.4kJ/kg)。

将最终焓，即 826.9Btu/lb (1923.4kJ/kg)与 14.7psia(101.4kPa)的饱和蒸汽焓，即 1150.4 Btu/lb(2675.8kJ/kg)进行比较。因为最终焓小于相同压力下的饱和蒸汽焓，所以节流后蒸汽是湿蒸汽。因为 $H_1 = h_g - y_2 h_{fg}$，所以 $y_2 = (h_g - H_1)/h_{fg}$。由于最终压力为 14.7psia，利用该压力下的 h_g 和 h_{fg}。于是，

$$y_2 = \frac{1150.4 - 826.9}{970.3} = 0.3335 = 33.35\%$$

蒸汽的最终温度 T_2 与最终压力 14.7psia 的饱和温度相同，即 T_2 = 212℉(100℃)。

4. 计算饱和水的最终状态 由 500psia(3447.5kPa)的饱和压力蒸汽表确定 500psia (3447.5kPa)饱和水的焓；根据定义，$H_1 = h_f$ = 449.4Btu/lb(1045.3kJ/kg) = H_2。$T - S$ 图(图 19.8)表明节流后的水含某些蒸汽。或将最终焓，即 449.4Btu/lb (1045.3kJ/kg)与最终压力 14.7psia(101.4kPa)下的饱和水焓，即 180.07 Btu/lb (418.8kJ/kg)进行比较也表明最终状态下液相含有部分蒸汽，因为其焓值较大。

因为 $H_1 = H_2 = h_g - y_2 h_{fg}$，所以 $y_2 = (h_g - H_1)/h_{fg}$。利用饱和压力蒸汽表中 14.7psia (101.4kPa)的 h_g = 1150.4 Btu/lb(2675.8kJ/kg)和 h_{fg} = 970.3 Btu/lb(2256.9kJ/kg)，y_2 = (1150.4 − 449.4)/970.3 = 0.723。

蒸汽的最终温度与最终压力 14.7psia(101.4kPa)下的饱和温度相同，即 T_2 = 212℉ (100℃)。

注意：计算 2 表明当由低湿含量的蒸汽开始时，它能节流(膨胀)通过足够大的压力范围产生过热蒸汽。这种方法常被用于节流热量计中以确定管道内蒸汽的初始质量。当高湿含量蒸汽节流时(计算 3)，净效应可能是产生低压下比较干的蒸汽。饱和水的节流(计算 4)可能导致水部分或全部闪蒸为蒸汽。所有这些过程在发电和过程蒸汽装置中发现了许多应用。

19.10 湿度图的应用[1]

进入一干燥器的空气的温度和露点分别是 130℉和 60℉(328K 和 289K)。利用湿度图(图 19.9)求取空气的下列性质：湿度、百分湿度、绝热饱和温度、绝热饱和状态时的湿度、湿比热容和湿比容。

【计算步骤】

1. 求取湿度 在图 19.9 中，湿度是对应于露点的饱和线(100%湿度线)上点的纵坐标(沿图的右边)，露点由沿底部的横坐标读得。在目前的案例中，求得湿度为每磅干空气 0.011lb 水(每千克干空气 0.011kg 水)。

2. 求取百分湿度 沿横坐标找到干球温度 130℉，垂直向上与 0.011lb 湿度线相交(于图

[1]取自 McCabe and Smith – *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3rd ed. McGraw – Hill, Inc.

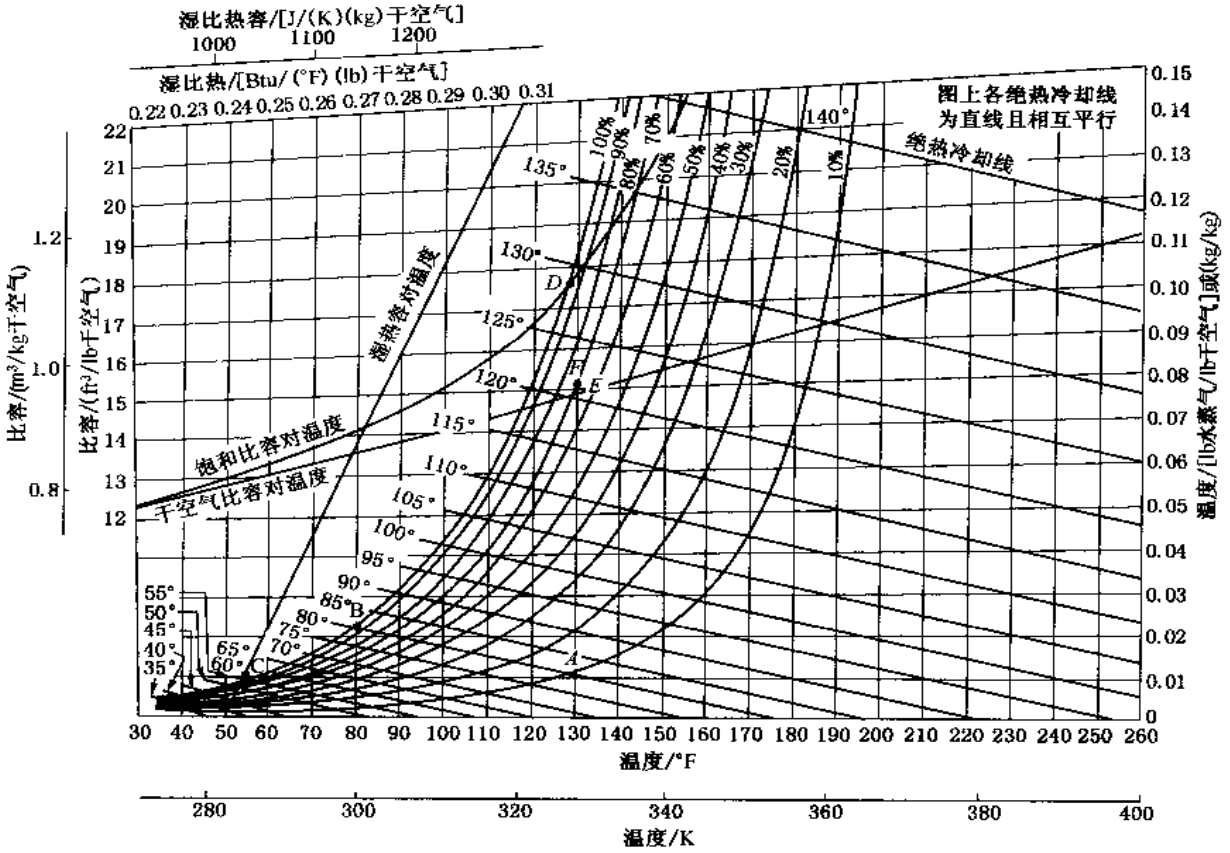


图 19.9　湿度图(1atm 的空气－水)

(取自 McCabe and Smith － Unit Operations of Chemical Engineering)

19.9 中的 A 点)，然后找到通过该点的百分湿度线(如有必要进行内插)。在本案例中通过 A 点的为 10%线，所以百分湿度为 10%。

3. 求取绝热饱和温度　找到通过 A 点的绝热饱和线(这类线是具有负斜率的直线)，如有必要进行内插，读得该线与 100%湿度线的交点(B 点)的横坐标。该横坐标为绝热饱和温度。在目前的案例中，为 80°F(300K)。

4. 求取绝热饱和状态下的湿度　绝热饱和状态下的湿度是 B 点在沿图右边的纵坐标。其值为每磅干空气 0.022lb 水(每千克干空气 0.022kg 水)。

5. 求取湿比热　找到 0.011lb 湿度线与湿比热对湿度线的交点(C 点)，读得 C 点在沿图顶部的横坐标。该横坐标为 0.245Btu/(°F·lb 干空气)[即 1024J/(K·kg 干空气)]。

6. 求取湿比容　通过对应于干球温度 130°F 的横坐标(沿图底部)垂直向上。将该垂线与饱和比容对温度线的交点标记为 D 点，而将该垂线与干空气比容对温度线的交点标记为 E 点。然后沿 ED 线通过向上移动 E 点找到 F 点使距离等于

$$\overline{ED}[\text{百分湿度}/100]$$

或在本案例中 $\overline{ED}(10/100)$，式中 $\overline{ED}$ 为线段的长度。湿比容为沿图左边读得的 F 点的纵坐标。在本案例中，湿比容为 15.1ft³/lb 干空气(0.943m³/kg 干空气)。

相关计算 不要将百分湿度和相对湿度相混淆。“相对湿度”是水蒸气分压与空气温度下水的蒸气压的比值，此比值通常以百分数表示。“百分湿度”是实际湿度与对应于气体温度的饱和湿度的比值，此比值通常也以百分数表示。在除 0 和 100% 外的所有湿度下，百分湿度小于相对湿度。

19.11 冷却塔的排污和补充要求[1]

冷却塔处理 1000gal/min(0.063m³/s)循环水，将其由 110°F(316K)冷却到 80°F(300K)。如果溶解固体的浓度允许达到补充水中浓度的 3 倍，要求排污和补充水量为多少?

【计算步骤】

1. 列出冷却塔的物料衡算方程 当系统达到平衡时，补充水量必等于损失水量，所以，根据定义，

$$M = E + B + W \tag{19.1}$$

式中 M 为补充量，E 为蒸发损失，B 为排污量，W 为通风(夹带)损失，均以循环水量的百分数表示。

因为蒸发水中基本上不含溶解固体，由补充水引人的固体必须通过排污加通风(夹带)除去，即

$$Mp_m = (B + W)p_c$$

式中 p_m 为补充水中的固体浓度，而 p_c 为循环水中的固体浓度，二者皆以 ppm 为单位。

对冷却塔，循环水的浓缩被任意定义为“浓缩循环”C，即 C = 冷却水中的浓度/补充水中的浓度。于是

$$M = \frac{(B + W)P_c}{p_m} = (B + W)C \tag{19.2}$$

2. 对通风(夹带)和蒸发损失作适当的假定，列出并求解排污方程 通风(夹带)损失对喷淋池将约为 1.0% ~ 5.0%，对空气冷却塔将约为 0.3% ~ 1.0%，对强制通风冷却塔将约为 0.1% ~ 0.3%；对本例的强制通风冷却塔可假定为 0.1%。至于蒸发损失，通过塔的水湿每降低 10°F，损失为循环量的 0.85% ~ 1.25%；假定为 1.0% 通常是安全的，所以 $E = \Delta T/10$，式中 ΔT 是通过塔的温降。因此，在目前案例中，

$$M = \frac{\Delta T}{10} + B + 0.1 \tag{19.3}$$

将式(19.2)和式(19.3)相结合得到

$$B = \frac{\Delta T}{10(C - 1)}$$

那么，在目前案例中，$B = (110 - 80)/[10(3 - 1)] = 1.5\%$。于是要求排污量为 1000 gal/min 的 1.5%，即 15 gal/min(9.45×10^{-4} m³/s)。

3. 求取补充水需要量 由式(19.1)，$M = (110 - 80)/10 + 1.5 + 0.1 = 4.6\%$，即 46 gal/min($2.9 \times 10^{-3}$m³/s)。

[1] 取自 *Chemical Engineering*, June 21, 1976.

19.12　水软化器选择和分析[1]

选择一软化器用以处理 100 gal/min(22.7 m^3/h)60°F(289K)含下列溶解组分(采用 ppm$CaCO_3$ 浓度)的水：钙，300；钠，100，镁，100；总阳离子，500。该装置必须生产硬度不大于 2ppm 的水，并能在二次再生间运行 8h。制造商关于所用水软化树脂的数据如下所列：(1)假定为标准的并流操作，每立方英尺 4 lb NaCl 的再生水平将导致 2ppm 的硬度泄漏和 15kgr/ft^3 (36kg/m^3)的生产能力；(2)对 60°F的水，在线速度相当于 7.1gal/(min·ft^2)[17.3m^3/(h·m^2)]时每英尺床层(每 0.305m 床层)的压降为 0.6 lb/in^2(4.14kPa)；(3)6.4gal/(min·ft^2)[15.6m^3/(h·m^2)]将导致床层膨胀约 60%；(4)漂洗水需要量为 25～50gal/ft^3(3.34～6.68m^3/m^3)。确定所需的树脂体积，压降，需要的反洗量，需要的再生剂量和需要的漂洗水体积。

【计算步骤】

1. 确定每一周期处理的水量和去除的硬度量　水的软化需要使用钠型操作的阳离子交换树脂，用氯化钠水溶液再生的钠去交换二价的硬度阳离子。处理的总水量为(100 gal/min)(60min/h)(8h/周期) = 48000gal/周期(182m^3/周期)。

在确定去除的硬度量时，忽略出口流中允许的 2ppm 硬度(这是一保守的简化)，并假定全部硬度被脱除。因为影响硬度用 ppm 表示(当量的 $CaCO_3$)，必须将单位转化成与树脂制造商的容量数据相一致，通常用每立方英尺树脂千格令(以 $CaCO_3$ 计)表示。总计 400 ppm 的硬度(钙加镁)要被脱除。转化为以 $CaCO_3$ 计的千克数。于是，(以 $CaCO_3$ 计 400 ppm)(48000gal/周期)(1000gr/kgr)(每格令每加仑 17.1ppm) = 以 $CaCO_3$ 计每周期 1120kgr(73kg)。

2. 确定再生水平和树脂容量　对每一软化应用均存在一最优再生水平。这与再生水平(每立方英尺软化树脂的再生剂磅数)、泄漏量(未被交换因而出现在出口流中的离子)和操作容量有关。在目前的案例中，这一需要的信息已在本题的叙述中提供(根据树脂制造商的资料)：最优再生水平为每立方英尺 4 lb NaCl(每立方米 64kg NaCl)。

3. 确定所需的软化树脂体积　由步骤 1 知，每一周期的硬度负荷为 1120kgr，树脂容量给定为 16kgr/ft^3。所以需要的树脂量为(1120kgr)/(16kgr/ft^3) = 70ft^3(1.98m^3)。

但是，如果水的生产必须连续进行，则必须有二个软化装置，当一个进行再生时，另一个投入使用。另一替代方案是为以 100 gal/min 流量生产的水提供几小时的储存设备。

4. 确定塔尺寸、压降和反洗要求　在常规的水软化中，可接受的空速通常在 1～5 gal /(min·ft^3)[8～40m^3/(h·m^3)]。在本案例中，空速为(100gal/min)/70ft^3 = 1.43 gal /(min·ft^3)，这在正常范围内，于是可接受。

软化器中正常的线速度相当于 4～10 gal/(min·ft^2)[9.75～24.4m^3/(h·m^2)]。如果线速度太高，压降将过高；线速度太低可能引起通过装置的流动分布不均。至于床层深度，通常为 3～6ft(0.9～1.8m)。

根据这些准则，塔的尺寸通常通过试差确定。于是，假定床层深度为 5 ft (1.5m)。那么横截面积将为 70ft^3/5ft = 14ft^2，而线速度将相当于(100gal/min)/14ft^3 = 7.1 gal/(min·ft^2)，这是可接受的，因为它落在正常范围内。

塔径为(面积×4/π)$^{1/2}$ = (14×4/π)$^{1/2}$ = 4.2ft(1.28m)。在确定塔高时，允许预留适当的

[1] 承 Rohm & Haas Co. 提供。

塔顶空间或空隙以允许反洗。适当的预留空间为床层高度的100%。于是，塔高是二倍床层高度，即10ft(3.05m)。

每英尺床层深度的压降在本例的题述中给定为0.6 lb/in²。于是，树脂床层的总压降为[0.6 lb/(in²·ft)](5ft)=3.0 lb/in²(21kPa)。这不包括塔内的液体分布器和收集器，以及辅助的管件和阀门产生的压降。

为保持床层处于流体力学上的分类条件，以减小压降和除去树脂细粉和从进水中过滤出来的悬浮固体，反洗是必需的。通常的做法是每次运行结束时反洗约15min，以获得约50%~75%的床层膨胀率。达到此膨胀率所需的流量由制造商数据获得。如本例题述中所说，在本案例中适当的流量为6.4gal/(min·ft²)。于是，总反洗流量为[6.4 gal/(min·ft²)](14ft²)=90 gal/min。那么，需要的总水量为(90 gal/min)(15min)=1350gal(5.11m³)。

5. 确定再生剂的需要量和流量 如步骤2所指出，为保持2ppm的泄漏量所需的氯化钠再生水平为每立方英尺4lb NaCl。那么，食盐(100%基准)需要量为(4lb/ft³)(70 ft³)=每一周期280 lbNaCl。目前，盐通常作为10%的溶液以1 gal/(min·ft³)的流量加入。这种溶液的密度为8.94lb/gal。于是需要的溶液体积为(每一周期280lb NaCl)/(每磅溶液0.10 lb NaCl)(每加仑8.94 lb溶液)，即每一周期约为310加仑。这应以[1 gal/(min·ft³)](70ft³)=70gal/min(15.9m³/h)的流量加入。

6. 确定需要的漂洗水体积 用盐再生后，树脂床必需用水漂洗。漂洗水的需要量可由制造商的资料获得；在目前的案例中，它们为20~50 gal/ft³。当为35 gal/ft³时，需要的漂洗水总量为(35 gal/ft³)(70ft³)=每一周期2450加仑。通常的做法是在开始的10~15min以1 gal/(min·ft³)的流量进行漂洗(在本案例中，为70gal/min或15.9m³/h)，然后在剩余时间内以2 gal/(min·ft³)的流量进行漂洗(此处为140gal/min或31.8m³/h)。

相关计算 本例假定采用下流进料和下流再生的标准的塔并流操作方式。逆流操作是最好由离子交换设备制造商处理的特殊情况。

19.13 水的完全去离子化[1]

选择一去离子系统处理流量为250gal/min(56.8m³/h)含下列溶解组分(按$CaCO_3$当量的ppm浓度)的60°F(289K)的水：钙，75；钠，50；镁，25；氯，30；硫酸根，80；碳酸氢根，40和硅胶，10(以SiO_2计)。最大允许钠泄漏量为2ppm；硅胶泄漏量小于0.05ppm。使用周期至少为12h。该系统用氢氧化钠(提供温度为120°F)和硫酸进行再生。

制造商有关所用树脂的数据如下所列：对阳离子交换树脂：(1)每立方英尺6 lb H_2SO_4(每立方米96kg H_2SO_4)的再生水平将导致钠泄漏量为2.00ppm和15.6kgr/ft³(35kg/m³)的操作容量；(2)对60°F的水，在线速度相当于8.6gal/(min·ft²)[21m³/(h·m²)]时每英尺(每0.305m)床层深度的压降为0.75 lb/in²(5.2kPa)；(3)6.4gal/(min·ft²)[15.6m³/(h·m³)]的流量将导致床层膨胀约60%；(4)漂洗水需要量为25~50gal/ft³(3.34~6.68m³/m³)去离子漂洗水。对阴离子交换树脂：(1)每立方英尺4 lb NaOH(每立方米64 kgNaOH)的再生水平将导致硅胶泄漏量为0.05ppm和15.3 kgr/ft³(35kg/m³)的操作容量；(2)对60°F的水，在线速度相当于8.5 gal/(min·ft²)[20.8m³/(h·m²)]时每英尺(每0.305m)床层深度的压降为0.85 lb/in²

[1] 承Rohm & Haas Co.提供。

(5.9kPa)；(3)2.6gal/(min·ft²)[6.34m³/(h·m²)]的流量将导致床层膨胀约 60%；(4)漂洗水需要量为 40～90gal/ft³(5.34～12.0m³/m³)去离子漂洗水。确定所需的树脂体积，压降，需要的反洗量，需要的再生剂量和需要的漂洗水体积，以及全部操作条件。

【计算步骤】

1. 决定采用的离子交换系统　去离子化要求采用氢型阳离子交换树脂完成用氢离子取代所有阳离子和采用氢氧化物型阴离子交换树脂完成用氢氧根离子取代所有阴离子。因为要求完全脱除包括二氧化碳和硅胶的全部阴离子，所以必需采用以氢氧化钠再生的强碱型阴离子交换树脂。涉及采用脱气设备、强和弱电解质树脂的层叠床或混合床装置的更复杂的，在某些情况下也更有效的系统超出了本手册的范围。

2. 规定阳离子交换柱

a. 确定每一周期处理的水量和脱除的阳离子量。水量为(250gal/min)(60min/h)(12h/周期) = 180000gal(681m³)。为确定阳离子负荷，忽略 2ppm 的钠泄漏量，并假定所有阳离子全部脱除。因为流入的阳离子负荷以 ppm 计(按 $CaCO_3$ 当量)，必须将它转化为与树脂制造商的容量数据一致的单位，通常以每立方英尺树脂的千格令数(以 $CaCO_3$ 计)表示。本案例的总阳离子负荷为 75 + 50 + 25ppm。转化：(150ppm)(180000gal/周期)(1000gr/kgr)(每格令每加仑 17.1ppm) = 以 $CaCO_3$ 计每周期 1580kgr(102kg)。

b. 确定再生水平和树脂容量。利用制造商的数据确定生产质量可接受的水的最低再生量。在本案例中，需要的资料已在本例的题述中提供：最优再生水平为每立方英尺 6lb H_2SO_4(每立方米 96kg H_2SO_4)。注意：用硫酸再生阳离子交换树脂时必须注意避免硫酸钙沉淀。

c. 确定所需的阳离子交换树脂的体积。由步骤 2a 知每一周期的阳离子负荷为 1580 kgr，和给定的树脂容量为 15.6kgr/ft³。所以，需要的树脂量为 1580 kgr/(15.6 kgr/ft³) = 101ft³(2.86m³)。但是，如果水的生产必须连续，则需二套装置，以便在一套装置再生时，另一套装置投入使用。另一替代方案是为以 250 gal/min 流量生产的水提供几小时的储存设备。

d. 确定交换柱尺寸、压降和反洗要求。在常规的水处理中，可接受的空速通常在 1～5 gal /(min)(ft³)[8～40m³/(h·m³)]。在本案例中，空速为(250gal/min)/101ft³ = 2.5gal/(min·ft³)，于是这是可接受的。

正常的线速度相当于 4～10 gal/(min·ft²)[9.75～24.4m³/(h·m²)]。根据这些准则，塔的尺寸通常通过试差确定。于是，假定床层深度为 3.5ft(1.07m)。那么横截面积将为 101ft³/3.5ft = 28.9ft²，而线速度将相当于(250gal/min)/28.9ft² = 8.6 gal/(min·ft²)，这是可接受的。

塔径为(面积 × 4/π)$^{1/2}$ = (28.9 × 4/π)$^{1/2}$ = 6.1ft(1.86m)。在确定塔高时，允许预留适当的塔顶空间或空隙以允许反洗。满意的预留空间为床层高度的 100%。于是，塔高是二倍床层高度，即 7ft(2.13m)。

每英尺床层深度的压降在本例的题述中给定为 0.75lb/in²。于是，阳离子树脂床层的总压降为[0.75lb/(in²·ft)](3.5ft) = 2.6lb/in²(17.9kPa)。这不包括由阀门、管件或液体分布器和收集器产生的压降。

为保持床层处于流体力学上的分类条件，以减小压降和提供适当的流体分布，及除去树脂细粉和从进水中过滤出来的悬浮固体，反洗是必须的。通常的做法是每次运行结束时进行

反洗以获得约 50% ~ 75% 的床层膨胀率。达到此膨胀率所需的流量由题述给出为 6.4gal/(min·ft²)。于是，总反洗流量为[6.4 gal/(min·ft²)] (28.9ft²) = 185gal/min (42m³/h)。

e. 确定再生剂需要量和流量。保持钠泄漏量为 2ppm 的硫酸再生水平如前面提到的，为 6lb/ft³。那么，硫酸总需要量为(6 lb/ft³)(101ft³) = 每一周期 606 lb(275kg)。

避免硫酸钙沉淀的典型技术是一半再生剂采用 2% 的溶液，然后将剩余的一半再生剂采用 4% 的溶液。于是，在本案例中，第一步需要(1/2×606 lb H_2SO_4)/(每加仑 8.34lb 溶液)(每磅溶液 0.02 lb H_2SO_4)，即约 1800gal(6.8 m³) 2% 的硫酸溶液。第二阶段需要 1/2 × 606/(8.54 × 0.04)，即约 890gal(3.37 m³) 4% 的硫酸溶液。(8.34 lb/gal 和 8.54 lb/gal 是硫酸溶液的密度。)每一阶段以 1 ~ 1.5gal/(min·ft³)的流量加入，即在本案例中约为 100 ~ 150gal/min(23 ~ 34 m³/h)。

f. 确定需要的漂洗水体积。交换柱必需在再生后用水进行漂洗。漂洗水的需要量，如前所提及为 25 ~ 50gal/ft³。在目前的案例中，对 101ft³，需要的漂洗水量为 2500 ~ 5000 gal (9.5 ~ 19m³)。第一部分应设法为 1 gal/(min·ft³)[8 m³/(h·m³)]，而剩余的为 1.5 gal/(min·ft³)[12 m³/(h·m³)]。

3. 规定阴离子交换柱

a. 确定每一周期要处理的水量和脱除的阴离子量。由步骤 2a 知水量为 180000gal。总阴离子负荷为 30pp + 80ppm + 40ppm。转化：(150ppm)(180000gal/周期)(1000gr/kgr)(每格令每加仑 17.1ppm) = 以 $CaCO_3$ 计每周期 1580kgr(102kg)。

b. 确定再生水平和树脂容量。如本例的题述中所提供的：最优再生水平为每立方英尺 4lb NaOH(每立方米 4kg NaOH)，与之相关的操作容量为 15.3kgr/ft³。

c. 确定所需的阴子交换树脂的体积。由步骤 3a 知每一周期的阴离子负荷为 1580 kgr，而树脂容量为 15.3kgr/ft³。所以，需要的树脂量为 1580 kgr/(15.3 kgr/ft³) = 103ft³(2.91m³)。但是，如果水的生产必须连续，则必须另外安装第二套平行的阴离子交换柱，以便在一套装置再生时，另一套装置投入使用，否则需提供水的储槽。

d. 确定交换柱尺寸、压降和反洗要求。空速为(250gal/min)/103ft³ = 2.4gal/(min)(ft³)，这是在可接受的范围内(见步骤 2d)。如步骤 2d 所述，假定床层深度为 3.5ft (1.07m)。那么床层的横截面积将为 103ft³/3.5ft = 29.4ft²，而线速度将相当于(250 gal/min)/29.4ft² = 8.5gal/(min)(ft²)，这也是可接受的。

塔径为(面积 × 4/π)$^{1/2}$ = (29.4 × 4/π)$^{1/2}$ = 6.12ft(1.86m)。允许预留床层高度的 100% 塔顶空间以允许反洗，塔高是二倍床层高度，即 7ft(2.13m)。

每英尺床层深度的压降在本例的题述中给定为 0.85lb/in²。于是，阴离子交换树脂床层的总压降为 0.85 × 3.5 = 3 lb/in²(20.7kPa)。这不包括由阀门、管件或液体分布器和收集器产生的压降。

至于反洗要求，如步骤 2d 中所讨论的，需要的流量为[2.6gal/(min)(ft²)](29.4ft²) = 76gal/min(17.3m³/h)。

e. 确定再生剂需要量和流量。如前面提到的，氢氧化钠的再生水平为每立方英尺 4 lb NaOH。那么，氢氧化钠的总需要量为(4 lb/ft³)(103ft³) = 每一周期 412 lb(187kg)NaOH。再生剂浓度通常为 4% 的 NaOH 溶液，密度为 8.68 lb/gal。那么，总再生溶液需要量为(每一周期 412 lb NaOH)/(每磅溶液 0.04lb NaOH)(每加仑 8.68lb 溶液)，即每一周期约 1190gal(4.5 m³)。应采用的流量为约 0.5gal/(min)(ft³)[4 m³/(h)(m³)]。

f. 确定需要的漂洗水体积。漂洗水的需要量，如前所提及为 40～90gal/ft³。在目前的案例中，对 103ft³，需要的漂洗水量为 4000～9000gal(15.1～34.1m³)。第一床层体积的漂洗水[即第一个(103ft³)(7.48 gal/ft³)，即 750 gal]应采取 50gal/min(11.4m³/h)的流量，而剩余的应采取 150gal/min(34.1m³/h)的流量。

19.14　已知热负荷的冷却池容积

如果平均湿球温度为 60℉(15.6℃)，在喷洒型冷却池中将 10000gal/min(630.8L/s)水从 120℉(48.9℃)冷却到 90℉(32.2℃)需要多少喷嘴和表面积？冷却池的近似尺寸为多少？如果静压头为 10ft 水柱(29.9kPa)，管道摩擦阻力为 35ft 水柱(104.6kPa)，喷嘴压力为 8 lb/in²(55.2kPa)，确定总泵送压头。

【计算步骤】

1. 计算所需的喷嘴数目　假定每个喷嘴的水流量为 50gal/min(3.2L/s)；对常用的冷却池喷嘴，这是典型的流量。那么，所需的喷嘴数目为 10000gal/(min)/(每个喷嘴 50gal/min) = 200个喷嘴。如果一系列交叉杆的每个喷洒组用 6 个喷嘴，每杆包含一个或多个喷嘴，那么 200 个喷嘴除以每喷洒组 6 个喷嘴意味着将需要 33⅓个喷洒组。因为很少采用非整数喷洒组，所以选用 34 个喷洒组。

2. 确定所需的表面积　对超过 1000gal/min(63.1L/s)的水量，通常的设计方法是每冷却 250 lb(113.4kg)水提供 1ft²(0.09m²)池面积。于是，在该水池中，冷却水的质量等于(10000gal/min)(8.3 lb/gal)(60min/h) = 4998000，近似为 5000000 lb/h (630.0 kg/s)。那么采用每冷却 250 lb(113.4kg)水 1ft² 池面积(每 1000kg 水 0.82 m²)，需要的面积为 5000000/250 = 20000 ft²(1858.0m²)。

作为交叉检验，采用另一种普遍接受的面积值：125Btu/(ft²·℉)[2555.2 kJ/(m²·℃)，以空气湿球温度和进入的温水温度之差为基准。在此喷洒水池中，这相当于(120 - 60) × 125 = 7500 Btu/ft²(85174kJ/m²)，因为空气湿球温度为 60℉(15.6℃)和温水温度为 120℉(48.9℃)。从水中除去的热量为(每小时水的磅数)[温度降低(℉)](水的比热容) = 5000000 ×(120 - 90) × 1.0 = 150000000 Btu/h(43960.7kW)。那么，需要的面积等于[除去的热量(Btu/h)]/[除热率(Btu/ft²)] = 150000000/7500 = 20000 ft²(1858.0m²)。这核准了前面求得的面积数值。

3. 确定喷洒池尺寸　在同一集管或主管上的喷洒组通常按中心间距 12ft(3.7m)左右排列，面集管或主管的中心间距为 25ft(7.6m)左右(图 19.10❶)。假定采用 34 个喷洒组，面非所需的 33⅓个，以便为二集管提供相同的喷洒组和略微过量的能力。

画出喷洒池和集管的草图(图 19.10)。该图表明每根集管的长度约为 204ft(62.2m)，因为在每一集管上有 17 个喷洒组之间的间距 12ft(3.7m)。集管的每一端留 3 ft(0.9m)供安装管件和清垢，于是集管的总长度为 210ft(64.0m)。集管间的距离为 25ft(7.6m)。外侧喷嘴和池边缘留 25ft(7.6m)间距。假定喷洒组的臂宽为 10ft(3.0m)，这给出池的总宽度为 85ft(25.9m)。那么，总长度将为 210 + 25 + 25 = 260ft (79.2m)。如图 19.10 所示，必须提供泵的吸入冷井和控制进水流量的适当阀门。池中水深应为 2～3 ft(0.6～0.9m)。

❶原文误排为图 14.10，译者注。

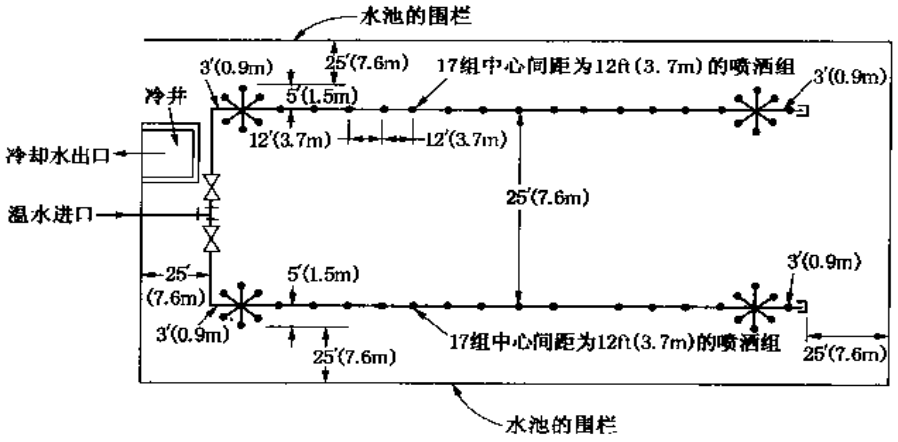


图 19.10 喷洒池喷嘴和管道布置(例 19.14)

4. 计算总泵送压头 以英尺水柱表示的总泵送压头等于静压头 + 摩擦压头 + 所需的喷嘴压头 = 10 + 35 + 8(0.434) = 48.5ft 水柱(145.0kPa)。对此喷洒池，应选用总压头至少为 50ft(15.2m)水柱的泵。如果预期喷洒池将会扩大，以将来的数据计算可能的所需总压头，并选择能以该压头输送的泵。直到喷洒池扩大前，该泵将按节流排水运转。正常的喷嘴进口压力范围为6 ~ 10 lb/in^2(41.4 ~ 69.0kPa)。不应采用更高的压头，因为将会存在过度的喷洒损失和加速喷嘴的磨损。

相关计算 无喷洒的冷却池每平方英尺水表面将 4 ~ 6 lb(1.8 ~ 2.7kg)水从 100°F冷却到 70°F(598.0 ~ 418.6℃/m^2)。一种替代的设计规则是假定空气湿球温度和流入温水间的每度温差单位面积散发的热量为 3.5Btu/(h)(ft^2)[19.9J/(m^2)(℃)(s)]。

19.15 过程温度控制分析

一水槽(图 19.11)在充满时装 500°F(226.8kg)150°F(65.6℃)的水。水在 50°F(10.0℃)下

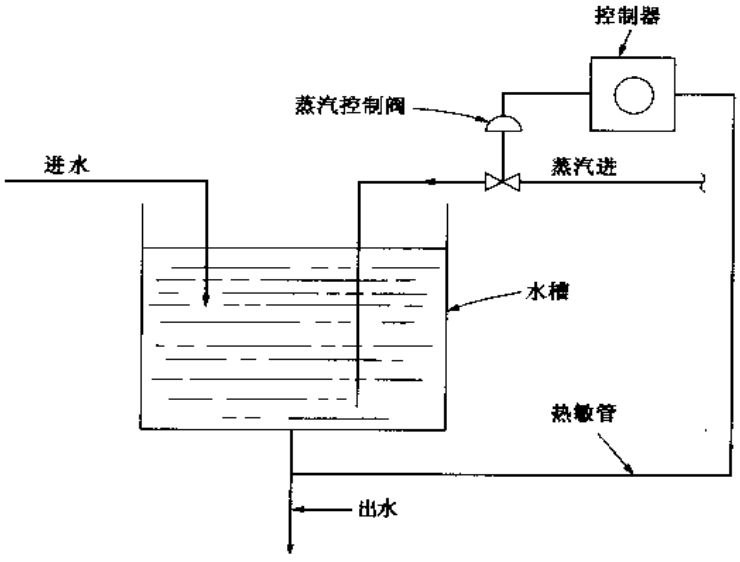


图 19.11 简单过程的温度控制(例 19.15)

流入储槽，而以 25 lb/min(0.19kg/s)的流量排出。如果储槽和热球温度计之间的热敏管含 15 lb(6.8kg)水，而进入储槽的最大蒸汽流量为 8 lb/min(0.06kg/s)，确定过程的时间常数和零频率过程增益。进储槽的蒸汽流量由标准线性调节阀控制，当阀操作器压力由 5 lb/in^2(34.5kPa)变化到 30 lb/in^2(206.9kPa)时，阀的流量范围为 0～10 lb/min(0～0.076kg/s)。

【计算步骤】

1. 计算距离－速度滞后　测温元件检测到储槽内水温变化所需的时间(以分计)为"距离－速度滞后"，也称为"传递滞后"或"死时间"。对本过程，距离－速度滞后 d 为储槽和热球温度计之间管道内的水量，即 15 lb(6.8kg)，和流出储槽的水的流量，即 25 lb/min(0.19kg/s❶)的比值，即 $d = 15/25 = 0.667$min。

2. 计算储槽的能量输入　这是一"瞬态控制过程"——即过程状态经历不断的变化，而不像定态过程中那样保持固定。对瞬态过程状况，热量衡算为 $H_{in} = H_{out} + H_{stor}$，式中 H_{in}为输入热量，Btu/min，H_{out}为输出热量，Btu/min，H_{stor}为储存热量，Btu/min。

本过程的输入热量为供给过程的蒸汽的汽化焓 h_{fg}[Btu/(lb·min)]。因为调节阀是线性的，所以其灵敏度 s 为[流量变化(lb/min)]/[压力变化，(lb/in^2)]。即，利用已知的阀特性 $s = (10-0)/(30-5) = 0.4$ lb/(min·psi)[0.00044kg/(kPa·s)]。

随着阀操作器中蒸汽压力 p lb/in^2(p'kPa)的变化，过程的能量供应速率的变化为 H_{in} = [0.4 lb/(min·psi)]ph_{fg}。取 h_{fg}的数值为 938 Btu/lb(2181kJ/kg)，$H_{in} = 375p$ Btu/min (6.6 p'kW)。

3. 计算系统能量输出　能量输出 H_{out}等于每分钟流出液体的磅数乘液体比热容[Btu/(lb)(℉)]，再乘(T_a－ 150℉)，式中 T_a 为任何时间的槽温(℉)。当系统处于平衡态时，槽内液体温度与由槽流出的液体温度相同，即在本例中为 150℉(65.6℃)。但当在平衡态下向槽提供蒸汽时，液体温度将上升到 150 + T_r，式中 T_r 为在水中引入蒸汽产生的温升，[℉(或 T'_r,℃)]。于是，上面的方程变为 H_{out} = (25 lb/min)[1.0Btu/(lb)(℉)] $T_r = 25T_r$ Btu/min (0.44T'_rkW)。

4. 计算储存在系统中的能量　随着蒸汽和水的混合，H_{stor} = 液体储量(磅)乘液体比热[Btu/(lb)(℉)❷，再乘 $T_r q = 500 \times 1.0 T_r q$，式中 q 为储槽出口温度对时间的导数。

5. 确定时间常数和过程增益　写出过程热量衡算，在 $H_{in} = H_{out} + H_{stor}$中代入计算得到的数值，即 $375p = 25T_r + 500\ T_r q$，解得 $T_r/p = 375/(25 + 500q) = 15/(1 + 20q)$。

此线性一阶微分方程的分母以表达式 $1 + 20q$ 给出过程系统的时间常数为 20 min。类似的，分子给出零频率过程增益为 15℉/(lb)(in^2)。

相关计算　此通用算法对用气体加热介质通过单一线性滞后进行温度控制的任何液体均有效。类似的，此通用算法对双线性滞后的温度控制和单线性滞后的压力控制也有效。

19.16　过程控制的控制阀选择

为要求满负荷时 80psig(551.6kPa)的饱和蒸汽的流量为 1500 lb/h(0.19kg/s)，而在最小负荷时 40psig(275.8kPa)的蒸汽流量为 300lb/h(0.038kg/s)的换热器选择一蒸汽控制阀。可获得 100psig(689.5kPa)的蒸汽用于加热。

❶原文误排为 0.114kg/s，译者注。
❷原文误排为 Btu(lb)(℉)，译者注。

【计算步骤】

1. 计算阀的流量系数 阀的流量系数 C_v 是通过阀的最大流量和此流量下的压降的函数。在为过程控制系统选择控制阀时，通常的做法是根据考虑的系统可能发生的超负荷调节假定阀的最大流量。通常的超负荷不超过系统的最大额定负荷的 25%。以此超负荷范围做指南，假定阀必需处理 20%的超负荷，即 $0.20 \times 1500 = 300$lb/h(0.038 kg/s)。因此，阀的额定容量应为 $1500 + 300 = 1800$ lb/h(0.23kg/s)。

通过蒸汽控制阀的压降为阀的设计、尺寸和流量的函数。通常可获得的最精确的压降估计是阀门制造商为特定阀门尺寸、类型和流量提供的工程数据。在缺乏这种数据时，假定通过阀的蒸汽压力的 5%～15%作为压降的一级近似。这意味着假定压降为最大蒸汽流量时蒸汽压力的 10%时，通过该阀的压降为 $0.10 \times 80 = 8$psig(55.2kPag)。

利用这些可获得的数据，用 $C_v = WK/[3(\Delta pP_2)^{0.5}]$计算阀的流量系数，式中 W 为蒸汽流量(lb/h)，K 等于 $1 + 0.0007 \times$ 蒸汽的过热温度(°F)，p 是最大蒸汽流量时通过阀的压降(lb/in^2)，P_2 是最大蒸汽流量时控制阀的出口压力(psia)。因为蒸汽是饱和的，而不是过热的，所以 $K = 1$。那么，$C_v = 1500/[3 \times (8 \times 94.7)^{0.5}] = 18.1$。

2. 计算低负荷蒸汽流量 利用关系式 $W = 3(C_v\Delta pP_2)^{0.5}/K$，式中所有符号同前。于是，利用 40psig(275.8kPa)的低负荷加热器进口压力，阀的压降为 $80 - 40 = 40$psig (275.8kPa)。那么，通过阀的流量为 $W = 3 \times (18.1 \times 40 \times 54.7)^{0.5}/1 = 598$lb/h (0.75kg/s)。

因为在最小负荷时加热器需要 300 lb/h(0.038kg/s)蒸汽，所以该阀是合适的。如果对最小流量阀的流量不够，必需假定采用一不同压降，即较大的阀，然后进行重复计算，直到获得至少为 300lb/h(0.038kg/s)的蒸汽流量。

相关计算 通常的 1in(2.5cm)直径的双座控制阀的流量系数 C_v 为 10。对任何其它尺寸的阀，近似的 C_v 值可由乘积 $10d^2$ 求得，式中 d 为控制阀的公称阀体直径，单位为 in。于是，对 2in (5.1cm)直径的阀，$C_v = 10 \times 2^2 = 40$。利用此关系式并求解 d，步骤 1 和 2 中分析的阀的公称直径 $d = (C_v/10)^{0.5} = (18.1/10)^{0.5} = 1.35$in(3.4cm)；采用 1.5in(3.8cm)的阀，因为次小的标准控制阀尺寸 1.25in(3.2cm)太小。标准的双座控制阀的尺寸为：¾ in，1in，1¼ in，1½ in，2in，2½ in，3in，4in，6in，8in，10in 和 12in。图 19.12 表示常见类型控制阀的典型的流量－提升特性。

确定用于液体的控制阀的尺寸，采用类似的方法和关系式 $C_v = V(G/\Delta p)$，式中 V 为通过阀的流量(gal/min)，Δp 为最大流量时通过阀的压降(lb/in^2)，G 为液体的相对密度。当液体粘度❶ 为 100SSU 或以下时，粘度对控制作用的影响可忽略。

确定用于气体的控制阀的尺寸，采用关系式 $C_v = Q(GT_a)^{0.5}/[1360(\Delta pP2)^{0.5}]$，式中 Q 为 14.7psia(101.4Kpa)和 60°F(15.6℃)下的气体流量(ft^3/h)，T_a 为流动气体的温度，(°F abs = 460 + F)；其它符号同前。当阀的出口压力 P_2 小于 $0.5P_1$ 时(P_1 为阀的进口压力(psia)]，在此关系式的分母中用 $P_1/2$ 代替$(\Delta pP_2)^{0.5}$。

确定水蒸气以外的蒸气的控制阀的尺寸，采用关系式 $C_v = W(v_2/\Delta p)^{0.5}/63.4$，式中 W 为蒸气流量(lb/h)，$v_2$ 为出口压力 P_2 下蒸气的比容(ft^3/lb)；其它符号同前。当 P_2 小于 $0.5P_1$ 时，用 $P_1/2$ 代替代替 Δp，并采用 $P_1/2$ 下 v_2 的相应值。

❶原文误排为液体相对密度(specific gravity)，译者注。

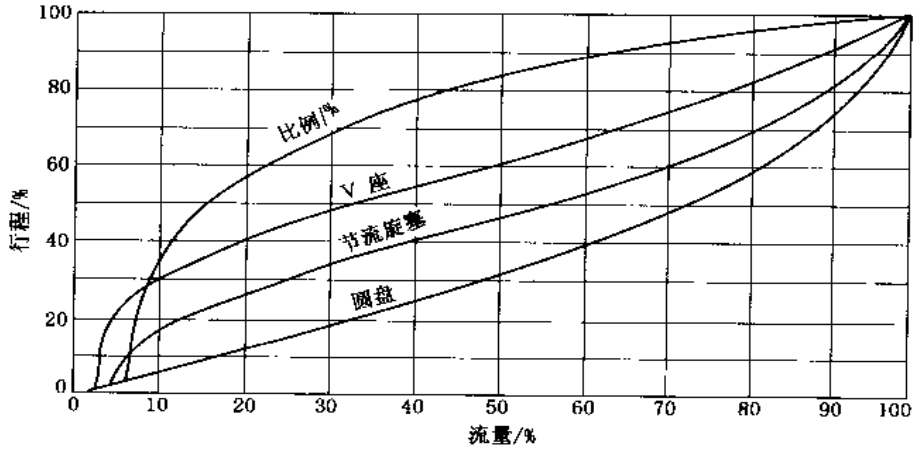


图 19.12　控制阀的流动 - 提升特性(Sybron 公司 Taylor 仪器过程控制部)

当控制阀处理水和蒸汽的闪蒸混合物时，在确定方程中采用哪一压降后，用前面给出的液体的关系式计算 C_v。采用实际压降或允许压降中较小的那个。取供给压力(psia)和校正因子 R 的乘积求得允许压降，式中 R 由图 19.13 获取。关于确定控制阀尺寸的更详细的讨论，参阅 Considine 的《过程仪表和控制手册》(*Process Instrument and Control Handbook*，McGraw - Hill)和 G.F.Brockett and C.F.King 的"确定处理闪蒸液体的控制阀的尺寸"，Texas A & M Symposium。

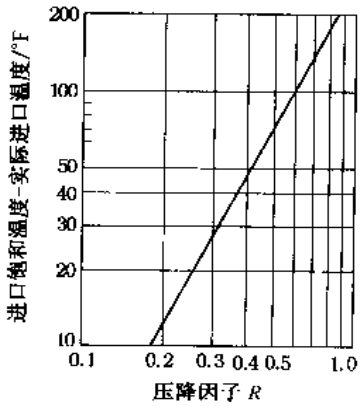


图 19.13　液态水的压降校正因子(*International Engineering Assocates*.)

19.17　控制阀的特性和可控范围

一流量控制阀将安装在过程系统中，当该系统的压降从 5%上升到 80%时流量将由 100%变化为 20%。该控制阀需要多大的可控范围？应采用什么类型的控制阀特性？表示实际特性与阀应该处理的压降有怎样的联系。

【计算步骤】

1. 计算需要的阀可控范围　利用关系式 $R=(Q_1/Q_2)(\Delta P_2/\Delta P_1)^{0.5}$，式中 R 为阀的可控范围，Q_1 为阀的初始流量，以总流量的百分数表示，Q_2 为阀的最终流量，以总流量的百分数表示，P_1 为通过阀的初始压降，以总压降的百分数表示，P_2 为通过阀的最终压降，以总压降的百分数表示。代入数值，$R=(100/20)(80/5)^{0.5}=20$。

表 19.1　控制阀特性

阀的类型	典型的流量可控范围	阀杆运动
线性	12 ~ 1	对等流量变化相等的阀杆运动
等百分比	30 ~ 1 到 50 ~ 1	对等百分数流量变化相等的阀杆运动①
快开	前 25%行程为线性；之后为快开	在快开范围前同线性

① 在恒定压降下。

2. 选择将采用的阀特性的类型　表 19.1 列出了各种控制阀的典型特性。对表 19.1 的研

究表明如果要求的可控范围为20，必须采用等百分比阀。这种阀以变化刚发生前的流量为基础，在恒定压降下对等百分数的流量变化具有相等的阀杆运动❶。在要求大可控范围的场合和为与过程特性匹配必需等百分数特性的场合，将会发现等百分数阀的用途。

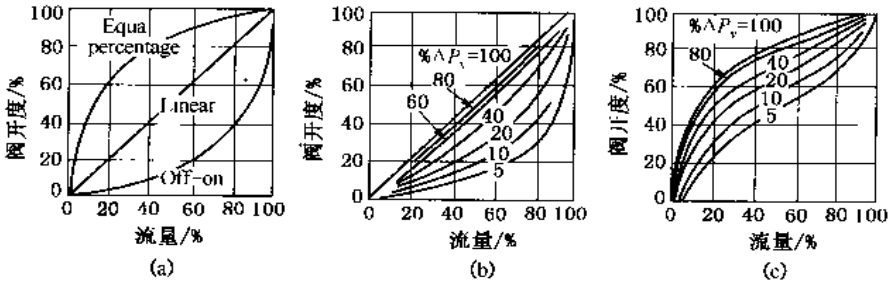


图 19.14 (a)恒定压降下阀的固有流量特性；(b)线性阀的实际特性；(c)50:1 等百分数阀的实际特性

3. 表示阀的有效特性如何与压降相关联 图 19.14 表示典型的线性、等百分数和快开控制阀的固有和实际特性。固有特性是阀的理论性能❶。如果阀在没有流量变化的恒定负荷下操作，阀的特性是不重要的，因为只使用阀的一个操作点。

图 19.14b 和 c 给出了对系统中控制阀应该处理的压降的明确的判据。该压降不是一任意的数值，如 5lb/in^2，而是总动力学压降的某个百分数。如果采用等百分数控制阀并要保持它的固有特性，该控制阀至少必需占有系统总动力学压降的 33%。对线性控制阀，如果需要利用其线性性质，应占有不小于 50% 的压降。

在每种控制阀的选择中，存在某种经济的组合。在可能时，阀的压降应达到为提供满意的控制所需的高度。如果经验或经济研究表明提供所需压力的附加动力需要使附加的泵或压缩机容量的投资变得不值得，阀应取会导致较差控制的较低压降。

19.18 控制器选择中的气蚀、次临界和临界流动考虑

利用流体控制学会(Fluid Controls Institute, Inc)的尺寸计算公式，对下文所述的气蚀、次临界和临界流动状况确定控制阀的尺寸。说明 FCI 公式的精确度。

气蚀：选择一用于可能发生气蚀的情况的控制阀。流体为蒸汽冷凝液；进口压力 P_1 为 167psia(1151.5kPa)；ΔP 为 105lb/in^2(724.0kPa)；进口温度 T_1 为 180 (82.2℃)；蒸汽压 P_v 为 7.5psia(51.7kPa)。

次临界气体流动：确定在下述条件下所需的阀的容量；流体为空气；流量 Q_g 为 160000 标准 ft^3/h(1.3 标准 m^3/s)；进口压力 P_1 为 275psia(1896kPa)；ΔP 为 90lb/in^2(620.4kPa)；气体温度 T_1 为 60℉(15.6 ℃)。

临界蒸气流动：建议将一重型角阀用于蒸汽减压。确定所需的阀的容量并与一种可替代的阀的类型进行比较。流体是饱和蒸汽；流量 W 为 78000lb/h(9.8kg/s)；进口压力 P_1 为 1260psia(8688kPa)；出口压力 P_2 为 300psia(2068kPa)。

【计算步骤】

1. 选择阀的类型并确定其对气蚀状况的临界流动因子 如果其它方面均合适(即关于尺

❶E. Ross Forman — "Fundamantal of Process Control", *Chemical Engineering*, June 21, 1965.

寸、材料和空间方面的考虑），蝶形控制阀可用于蒸气冷凝液。由表 19.2 查得以 60°角度操作的蝶形阀的临界流动因子 $C_f = 0.68$。

2. 计算阀的最大允许压差　利用关系式 $\Delta P_m = (P_1 - P_v)$，式中 ΔP_m 为最大允许压差(lb/in^2)，P_1 为进口压力(psia)，P_v 为蒸气压(psia)。代入数值，$\Delta P_m = 0.68^2 \times (167 - 7.5) = 74\ lb/in^2$ (510.2kPa)。因为实际压降 105 lb/in^2(724.0kPa)超过允许压降 74 lb/in^2(510.2kPa)，气蚀将发生。

3. 选择另一种阀并重新进行气蚀计算　对单座上导向流开塞阀，由表 19.2 查得 $C_f = 0.90$。那么 $\Delta P_m = 0.90^2 \times (167 - 7.5) = 129 lb/in^2$(889.5kPa)。

对单座上导向阀而言，允许压降为 129lb/in^2(889.5kPa)，以足够的余额超过实际压降 105 lb/in^2(724.0kPa)。此阀是一更好的选择，因为将避免气蚀。也可采用双座阀，但单座阀提供了较低的阀座泄漏。但是，双座阀会提供采用更经济的执行机构的可能性，尤其在阀尺寸较大时。这结束了适用于气蚀条件的阀的选择步骤。

4. 应用次临界流的 FCI 公式　次临界流的 FCI 公式为 $C_v = Q_g/[1360(\Delta P/GT)^{0.5}][(P_1 + P_2)/2]^{0.5}$，式中 C_v 为阀的流量系数，Q_g 为气体流量(标准 ft^3/h)，ΔP 为压差(lb/in^2)，G 为 14.7psia(101.4kPa)和 60°F(15.6℃)下的气体相对密度，和 T 为气体的绝对温度，R；其它符号与前相同。代入数值，$C_v = 160000/\{[1360 \times (90/520)^{0.5}][(275 + 185)/2]^{0.5}\} = 18.6$。

5. 用统一的气体尺寸计算公式计算 C_v　为达到更高的精度，许多工程师采用统一的气体尺寸计算公式。假定单座上导向阀安装成流开，表 19.2 表明 $C_f = 0.90$。那么，$Y = (1.63/C_f)(\Delta P/P_1)^{0.5}$，式中 Y 由方程定义，其它符号同前。代入数值 $Y = (1.63/0.90)(90/275)^{0.5} = 1.04$。图 19.15 表示多种阀结构在最大开度时由实际试验数据确定的流量关联，并将 Y 与临界流量的分数相关联。

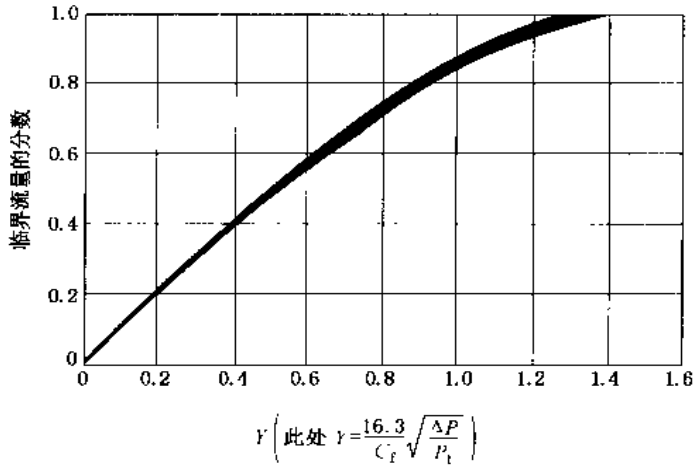


图 19.15　多种阀结构在最大开度时由实际试验数据确定的流量关联

由图 19.16 可求得 $Y - 0.148Y^3 = 0.87$。计算 $C_v = Q_g(GT)^{0.5}/[834C_f(Y - 0.148Y^3)]$，式中所有符号同前。即 $C_v = 160000 \times 520^{0.5}/(834 \times 0.90 \times 275 \times 0.87) = 20.4$。此数值说明采用 FCI 公式的误差约为 10%。

6. 确定临界蒸气流量的 C_f 假定对重型角阀的减小容量阀平衡，由表 19.2❶ 得 $C_f=0.55$。

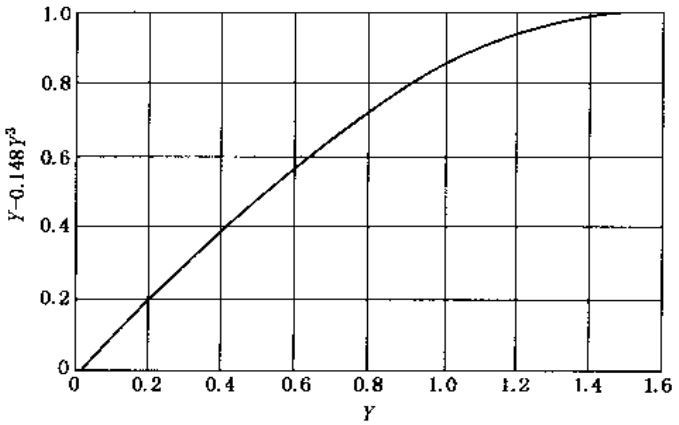


图 19.16 关联因子值

7. 计算阀的临界压降 利用 $\Delta P_c=0.5C_f^2P_1$，式中 P_c 为临界压降(lb/in²)❷；其它符号同前。代入数值，$\Delta P_c=0.5\times0.55^2\times1260=191$ lb/in²(1316.9kPa)。

8. 确定 C_v 的数值 利用关系式 $C_v=W/(1.83C_fP_1)$，式中符号同前。代入数值，$C_v=78000/(1.83\times0.55\times1260)=61.5$。通过采用流开阀可获得较小的 C_v，但更经济的选择是安装成流开的单座上导向阀。

对流开的单座上导向阀，由表 19.2 得 $C_f=0.90$。因此，$C_v=78000/(1.83\times0.90\times1260)=37.6$。

对具有较低压力恢复的阀，在临界流量时需要的容量较低。虽然因为速度和稳定性的考虑，这不会导致较小的阀体尺寸，但选择一更经济的阀体类型和较小的执行机构要求还是有吸引力的。重型的角阀一般会在有结焦倾向的闪蒸烃类液体应用中发现其用途。

本计算方法是 Worthington 控制公司工程技术组经理 Henry W. Boger 的工作。

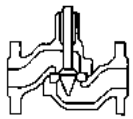
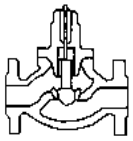
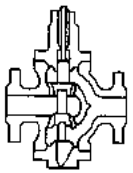
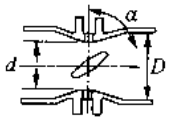
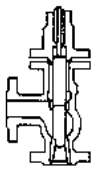
19.19 固体的间接干燥

由加热段、恒速干燥段和降速干燥段串联组成的间接干燥器用于将 1000lb/h (454kg/h) 物料中的水分由 20%降低到 5%。进料温度为 60°F(289K)，离开干燥器的产物温度为 260°F (400K)。固体的比热为 0.4Btu/(lb)(°F)[1.67kJ/(kg)(K)]；水的比热为 1.0Btu/(lb)(°F)[4.19kJ/(kg)(K)]。加热介质是 338°F(443K)的蒸汽。在加热段、恒速干燥段和降速干燥段的传热系数分别为 25、40 和 15Btu/(h)(ft²)(°F)。三段的表面负荷分别为 100%、80%和 60%。对水汽和固体的热数据如下所列：

汽化焓	970.3 Btu/lb(2257kJ/kg)
212°F时水的焓	180.2 Btu/lb(419kJ/kg)
212 到 260°F间水蒸气的平均焓	1159.0 Btu/lb(2696kJ/kg)
恒速干燥阶段的固体温度	212 °F(373K)

❶原文误排为表 16.2，译者注。
❷原文误排为 in²，译者注。

表 19.2 100%提升时控制阀的临界流动因子

	流闭阀塞 0.80 A 流开阀塞 0.75 只对抛物线形阀塞 流闭阀塞 0.50 B 流开阀塞 0.90 只对抛物线形阀塞 分离阀体		流闭阀塞 0.85 A 流开阀塞 0.90 只对抛物线形阀塞 流闭阀塞 0.50 B 流开阀塞 0.90 只对抛物线形阀塞 单座，球形阀体
	抛物线形阀塞 0.90 A V座阀塞 1.00 抛物线形阀塞 0.62 B V-座阀塞 0.95 双座，球形阀体		α = 60° 0.68 D/d = 1 α = 90° 0.58 α = 60° 0.62 D/d = 2 α = 90° 0.50 蝶形
	流闭阀塞 0.40 A 流开阀塞 0.90 只对抛物线形阀塞 流闭阀塞 0.55 B 流开阀塞 0.95 只对抛物线形阀塞 角形阀体	(A) 最高容量平衡，小孔直径≈0.8 阀直径 (B) 降低容量平衡，(A)的 50%或更小 注意：所列数值仅适用于等阀座面积阀，且不包括对管道摩擦阻力的校正	

来源：Henry W. Boger and Chemical Engineering.

降速干燥阶段开始时的产物湿含量 10%

确定干燥器各段的热负荷和各段需要的面积。

【计算步骤】

1. 计算干固体流量 W_s 因为进料湿含量为20%，和总流量为1000 lb/h，所以 $W_s = 1000 \times (1 - 0.2) = 800$ lb/h(363kg/h)。

2. 确定产物流量 W_P 因为 W_s 为800 lb/h和产物湿含量为5%，所以 $W_P = 800/(1 - 0.05) = 842.1$ lb/h(382kg/h)。

3. 计算除去的总液体量 因为进料流量为1000 lb/h，产物流量为842.1 lb/h，所以除去(即汽化)的液体为 1000 - 842.1 = 157.9 lb/h(71.7kg/h)。

4. 确定物料由恒速段进入降速段时工艺物料中的湿含量 因为该点的湿含量为10%和干固体量为800 lb/h，在该点工艺物料流量为800/(1 - 0.10)lb/h。物料中湿含量为800/(1 - 0.10) × 0.10，即88.9 lb/h(40.4kg/h)。

5. 计算留在最终产物中的湿含量 产物流量为842.1 lb/h，其湿含量为5%，所以留在最终产物中的湿含量为842.1 × 0.05，即42.1 lb/h(19.1kg/h)。

6. 确定在降速区除去的水分 因为进入该区的湿含量为88.9 lb/h，留在产物中的湿含量为42.1 lb/h，所以在该区从工艺物料中除去的水分为88.9 - 42.1，即46.8 lb/h(21.2kg/h)。

7. 求取在恒速区除去的水分 干燥器除去的水分总量为157.9 lb/h，而降速区除去的水分为46.8 lb/h，所以恒速区除去的水分为157.9 - 46.8，即111.1 lb/h (50.4kg/h)。

8. 计算加热段中固体的热负荷 Q_{HS} 现有，$Q_{HS} = W_S C_S \Delta T$，式中 W_S 为固体流量，C_S 为固体比热容，而 ΔT 为该区内固体温升。于是，$Q_{HS} = 800 \times 0.4 \times (212 - 60) = 48640$ Btu/h (14.25kW)。

9. 计算该区域内液体的热负荷 Q_{HL} 利用和步骤8中同样的方法，但采用液体流量和比热容。于是，$Q_{HL} = 0.2 \times 1000 \times 1.0 \times (212 - 60) = 30400$ Btu/h (8.91kW)。

10. 求取该区域的总热负荷 Q_H 此为固体和液体热负荷之和：$Q_H = 48640 + 30400 = 79040$ Btu/h (23.16kW)。

11. 确定恒速干燥段的热负荷 Q_C 该区域的热量仅用于汽化，而没有显热。该区域水的汽化量已在步骤7求得。那么，$Q_C = 970.3 \times 111.1 = 107800$ Btu/h(31.58kW)。

12. 计算降速段中固体的热负荷 Q_{FS} 如步骤8，$Q_{FS} = 800 \times 0.4 \times (260 - 212) = 15360$ Btu/h (4.5kW)。

13. 计算降速段中汽化的热负荷 Q_{FE} 该区域内除去的水量已在步骤6中求得。为计算每磅水汽化的热负荷，利用本题开始列出的212°F时水的焓与212°F和260°F之间水蒸气的平均焓之焓差。于是，$Q_{FE} = 46.8 \times (1159 - 180.2) = 45808$ Btu/h (13.4kW)。

14. 计算降速段中未汽化液体的热负荷 Q_{FL} 这是作为水分保存在最终产物中的液体。其数量已在步骤5中计算获得。在降速段中它被从212°F加热到260°F。与步骤8一样，$Q_{FL} = 42.1 \times 1.0 \times (260 - 212) = 2021$ Btu/h (592W)。

15. 计算降速段的总热负荷 Q_F 将前面三步计算得到的热负荷相加。于是，$Q_F = 15360 + 45808 + 2021 = 63189$ Btu/h(18.51kW)。

16. 计算加热段的对数平均温差 ΔT_{mH} 令 T_i 和 T_o 分别为本段进口和出口的加热介质

(即蒸汽)温度，以及 t_i 和 t_o 分别为本段进口和出口的工艺物料温度。那么

$$\Delta T_{mH} = [(T_i - t_o) - (T_o - t_i)]/\ln[(T_i - t_o)/(T_o - t_i)]$$
$$= [(338 - 212) - (338 - 60)]/\ln[(338 - 212)/(338 - 60)] = 192.1°F$$

17. 确定加热段需要的表面积 A_H　利用方程 $A = Q/(U\Delta TL)$，式中 A 为需要的表面积，Q 为热负荷(由步骤 10 获得)，U 为总传热系数，ΔT 为对数平均温差，L 为表面负荷。于是，$A = 79040/(25 \times 192.1 \times 1.0) = 16.46ft^2(1.53m^2)$。

18. 计算恒速干燥段需要的表面积 A_C　在本案例中，338°F 的蒸汽和 212°F 的工艺物料间的温差是恒定的。于是，利用步骤 17 中的方程，$A = 107840/[40 \times 338 - 212) \times 0.8] = 26.74ft^2(2.49m^2)$。

19. 计算降速段的对数平均温差 ΔT_{mF}　如同步骤 16，$\Delta T_{mF} = [(338 - 260) - (338 - 212)]/\ln[(338 - 260)/(338 - 212)] = 100.1°F$。

20. 计算降速干燥段需要的表面积 A_F　如同步骤 18，$A = 63189/(15 \times 100.1 \times 0.6) = 70.14ft^2(6.52m^2)$。

21. 确定干燥器需要的总表面积　根据步骤 17、18 和 20 的结果，总表面积为 16.46 + 26.74 + 70.14 = 113.3 $ft^2(10.54m^2)$。

22. 求取总热负荷　根据步骤 10、11 和 15 的结果，总热负荷为 79040 + 107800 + 63189 = 250029Btu/h(73.3kW)。

相关计算　本例取自 Cook and DuMont 著的 *Process Drying Practice*，1991 年由 McGraw - Hill 出版公司出版。更多的细节可由该书获得。直接干燥器的类似计算要复杂得多，涉及湿空气的湿度关系。需要试差循环计算，手算不但费时，而且易出错。适合编写成计算机程序的相关方程组可在前面提到的 Cook and DuMont 的著作中找到。

19.20　固体的真空干燥

要在一回转真空间歇干燥器中完全干燥湿堆密度为 40 $lb/ft^3(640kg/m^3)$，含 30% 水的物料。该干燥器的直径为 5ft(1.5m)，长度为 20ft(6.1m)，工作容积为 $196ft^3(5.5m^3)$，而润湿表面为 $206ft^2(19.1m^2)$。最高产物温度为 125°F(325K)。可获得 85°F(302K)的冷却水使脱除的水蒸气在列管式表面冷凝器中冷凝。冷凝器保持真空度 85Forr，在此真空度下蒸汽将在 115°F(319K)下冷凝。中试装置研究表明该干燥器将以 1.0 $lb/(h \cdot ft^2)[4.9kg/(h \cdot m^2)]$的实际速率干燥物料，而最高速率为 2.0 $lb/(h \cdot ft^2)$ $[9.8kg/(h \cdot m^2)]$。平均计每小时能生产多少磅干燥物料？需要多少冷凝表面？

【计算步骤】

1. 确定干燥器能处理的负荷　用进料的湿堆密度乘以干燥器工作容积。于是，$(196ft^3)(40\ lb/ft^3) = 7840\ lb(3559kg)$。

2. 确定干燥器脱除水汽的速率　用实际干燥速率乘以润湿表面。于是，$(206ft^2)[1.0\ lb/(h \cdot ft^2)] = 206\ lb/h(93.5kg/h)$。

3. 确定每批操作脱除的水量　加入物料量乘以水含量。于是，$0.30 \times (7840\ lb) = 2352lb$ (1068kg)水。

4. 计算每批操作的干燥时间　脱除的水量除以干燥器脱除水分的速度。于是，$(2352\ lb)/(206\ lb/h) = 11.4h$。

5. 确定每批操作生产的干燥产物数量 加入的物料量(步骤 1)减去脱除的水分量(步骤 3)。于是，7840 lb − 2352 lb = 5488 lb(2492kg)干燥产物。

6. 确定以 lb/h 表示的平均生产速率 每批操作的干燥产物量除以每批操作的干燥时间。于是，5488 lb/11.4h = 481 lb/h(218kg/h)。

7. 确定在峰值干燥条件下脱除的水量 润湿表面积乘以最高干燥速率。于是，(206ft²)[2.0 lb/(h)(ft²)] = 412 lb/h(187kg/h)。

8. 确定所需的冷凝器表面积 在图 19.17 中以峰值脱水速率 412 lb/h 作为横坐标，系统操作压力 75Forr 作为参数。由纵坐标读得所需的冷凝器表面积为 190ft²(17.7m²)。

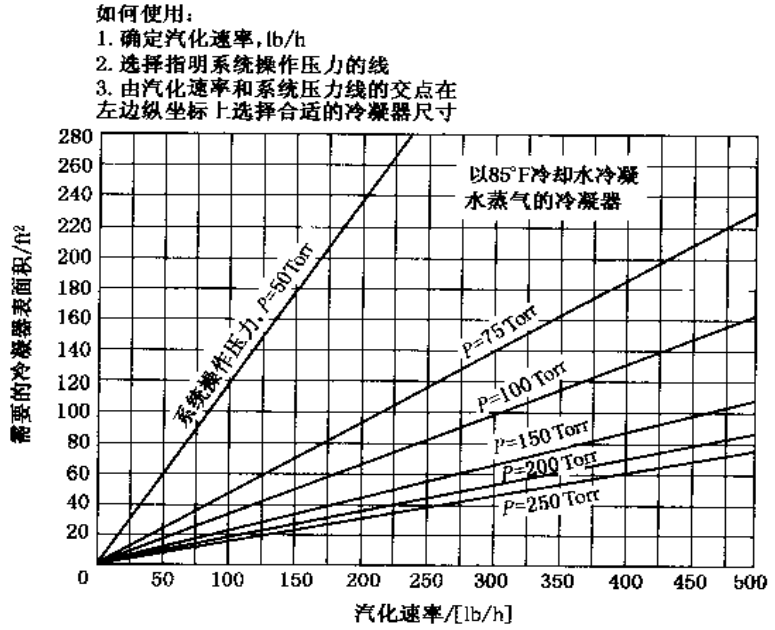


图 19.17 作为汽化速率和系统操作压力函数的列管式冷凝器表面积
(冷却水温为 85°F)(取自 *Chemical Engineering*, *January* 17, 1977,
1977 版权属 *McGraw − Hill*, *Inc.*, *New York*. 经特别许可重印)

相关计算 图 19.17 对采用 85°F冷却水的列管式冷凝器的设计有效。本例取自“真空干燥器(Vacuum Dryers)”, *Chem. Eng. January* 17, 1977。

19.21 水的热力学和传递性质估算

估计 80°F时液体水的下列性质：(1)蒸气压，(2)密度，(3)汽化潜热，(4)粘度，(5)热导率。再估计 200°F时饱和水蒸气的下列性质：(6)密度，(7)比热容，(8)粘度，(9)热导率。再计算 30psia 下水的沸点。

【计算步骤】

对每种估算，计算步骤由应用通过饱和蒸汽性质的回归分析导出的关联方程组成，在“相关计算”标题下对这些方程进行更详细的讨论。方程中使用的温度是华氏度，而压力(对估算沸点的例子)为每平方英寸磅绝压。如下文所述，结果也为英制单位。这些关联式仅在 32～440°F范围内有效。

1. 估算蒸气压方程为

$$P = \exp[10.9955 - 9.6866\ln T + 1.9779(\ln T)^2 - 0.085738(\ln T)^3]$$

于是，$P = \exp[10.9955 - 9.6866(\ln 80) + 1.9779(\ln 80)^2 - 0.085738(\ln 80)^3] = 0.504\text{psia}$

2. 估算液体密度　方程为

$$\rho_L = 62.7538 - 3.5347 \times 10^{-3} T - 4.8193 \times 10^{-5} T^2$$

于是，$\rho_L = 62.7538 - 3.5347 \times 10^{-3} \times 80 - 4.8193 \times 10^{-5} \times 80^2 = 62.16\text{lb/ft}^3$

3. 估算汽化潜热　方程为

$$\Delta H_{vap} = 1087.54 - 0.43110T - 5.5440 \times 10^{-4} T^2$$

于是，$\Delta H_{vap} = 1087.54 - 0.43110 \times 80 - 5.5440 \times 10^{-4} \times 80^2 = 1049.5\text{Btu/lb}$

4. 估算液体粘度　方程为

$$\mu_L = -0.23535 + 208.65/T - 2074.8/T^2$$

于是，$\mu_L = -0.23535 + 208.65/80 - 2074.8/\times 80^2 = 2.05\text{lb/(h)(ft)}$

5. 估算液体热导率　方程为

$$k_L = 0.31171 + 6.2278 \times 10^{-4} T - 1.1159 \times 10^{-6} T^2$$

于是，$k_L = 0.31171 + 6.2278 \times 10^{-4} \times 80 - 1.1159 \times 10^{-6} \times 80^2 = 0.369\ \text{Btu/(h)(ft·°F)}$

6. 估算蒸气密度　方程为

$$\rho_V = \exp(-9.3239 + 4.1055 \times 10^{-2} T - 7.1159 \times 10^{-5} T^2 + 5.7039 \times 10^{-8} T^3)$$

于是，$\rho_V = \exp[-9.3239 + 4.1055 \times 10^{-2} \times 200 - 7.1159 \times 10^{-5} \times 200^2 + 5.7039 \times 10^{-8} \times 200^3]$

$= 0.0301\text{lb/ft}^3$

7. 估算蒸气比热容　方程为

$$C_p = 0.43827 + 1.3348 \times 10^{-4} T - 5.9590 \times 10^{-7} T^2 + 4.6614 \times 10^{-9} T^3$$

于是，$C_p = 0.43827 + 1.3348 \times 10^{-4} \times 200 - 5.9590 \times 10^{-7} \times 200^2 + 4.6614 \times 10^{-9} \times 200^3$

$= 0.478\text{Btu/(lb · °F)}$

8. 估算蒸气粘度　方程为

$$\mu_V = 0.017493 + 5.7455 \times 10^{-5} T - 1.3717 \times 10^{-8} T^2$$

于是，$\mu_V = 0.017493 + 5.7455 \times 10^{-5} \times 200 - 1.3717 \times 10^{-8} \times 200^2 = 0.028435\text{lb/(h·ft)}$

9. 估算蒸气热导率　方程为

$$k_V = 0.0097982 + 2.2503 \times 10^{-5} T - 3.3841 \times 10^{-8} T^2 + 1.3153 \times 10^{-10} T^3$$

于是，$k_V = 0.0097982 + 2.2503 \times 10^{-5} \times 200 - 3.3841 \times 10^{-8} \times 200^2 + 1.3153 \times 10^{-10} \times 200^3 = 0.01400\text{Btu/(h · ft · °F)}$

10. 估算沸点　方程是

$$T_B = \exp[4.6215 + 0.34977\ln P - 0.03727(\ln P)^2 + 0.0034492(\ln P)^3]$$

于是，$T_B = \exp[4.6215 + 0.34977(\ln 30) - 0.03727(\ln 30)^2 + 0.0034492(\ln 30)^3]$

$= 248.6°F$

相关计算 这些方程是 Dickey，D.S.❶ 在 Practical Formulas Calculate Water Properties(计算水性质的实用公式)，Part 1 and 2，*Chem. Eng.* Sept. 1991，pp. 207，208 and November 1991，pp. 235，236 中提出的。作者是通过 *Perry's Chemical Engineers' Handbook*(培莱氏化学工程师手册)，6th ed.，McGraw－Hill 中所列饱和蒸汽性质的回归分析导出这些方程的。最大误差(与表列数据比较)和关联式的样本标准偏差如下所列：

性质关联式	最大误差/%	样本标准偏差
蒸气压	3.64	1.84
液体密度	0.26	0.10
汽化潜热	0.63	0.19
液体粘度	20.23	6.13
液体热导率	0.43	0.20
蒸汽密度	7.81	1.99
蒸汽比热容	0.49	0.13
蒸汽粘度	0.37	0.19
蒸汽热导率	1.09	0.29
沸　点	2.66	1.43

原始文献还包括液体和蒸汽比容、液体热膨胀系数、液体和蒸汽焓、液体比热容以及液体和蒸汽 Prandtl 数的关联式。

19.22 评价容器吊耳的适用性

外径为 1400mm、壁厚为 6mm、长度为 2500mm 的水平工艺容器，包括喷嘴和鞍形支座总重 950kg，用二个厚度 t 为 6mm，尺寸如图 19.18 所示的纵向吊耳提升该容器。其它有关数据如下：吊耳和容器外壳的屈服应力为 250N/mm^2；杨氏模量 E 为 192000 N/mm^2；泊松比 ν 为 0.30；吊环销的半径 r_s 为 19mm；系于吊耳上的钢缆与垂直方向成 30°夹角；工厂管理规范对提升操作要求的安全余量为 2；基本设计应力 f 取为屈服应力的 2/3，即(2/3)×250＝166.7 N/mm^2；圆筒形外壳上每个吊耳的矩荷载 M 等于 164500N/mm。这二个吊耳的强度是否足够？

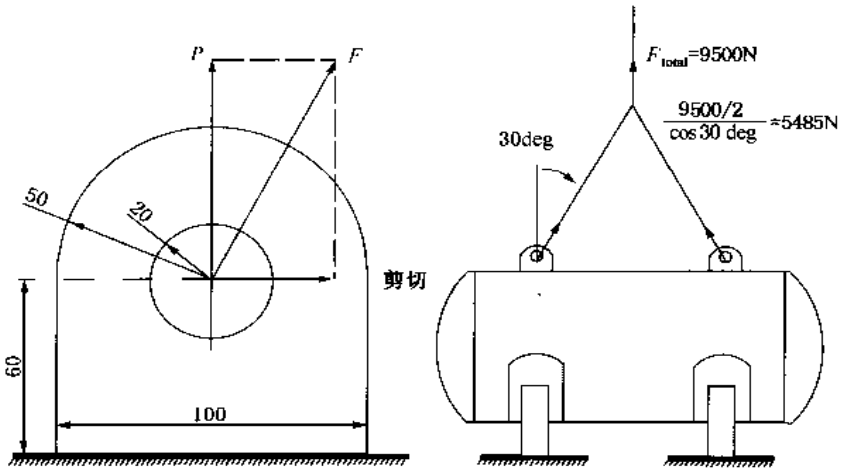


图 19.18 水平工艺容器
(此图不按比例，尺寸单位为 mm)

❶Dickey 是本手册第 12 章"液体搅拌"的作者。

【计算步骤】

对吊耳的强度评价，三种应力是重要的：

- 赫兹接触应力，或由将荷载从起吊钢缆的吊环销传递到吊耳眼引起的表面应力；
- 紧靠吊耳眼的最小横截面积处引起的应力；
- 连接吊耳的容器壁上的局部荷载应力。

关于这三种应力各自的适应性判据在下面步骤 2、3 和 5 中(在求解问题需要的场合)说明。

1. 确定施加于每个吊耳眼上的力　因为有二个吊耳以及钢缆和垂直方向的夹角为 30°，所以每个吊耳承受的力 F 为(9500/2)/cos30，即 5485N。

2. 计算赫兹接触应力 σ，并通过将它与屈服应力进行比较判断其适应性　该应力可由下式求取：

$$\sigma = \sqrt{\frac{E(F/t)}{2\pi(1-v^2)r_e r_s/(r_e - r_s)}}$$

式中　r_e 为吊耳眼的半径(20mm)，而其它各项定义如前。为满足安全因子 2，用 2×5485，即 10970N 作为 F 的数值计算该应力。于是，

$$\sigma = \{[192000(10970/6)]/[2\pi(1-0.30^2)\times 20\times 19/(20-19)]\}^{1/2} = 402\text{N/mm}^2$$

关于赫兹接触应力，在缺乏实测数据时推荐 σ 应不大于吊耳材料屈服应力的二倍。因为屈服应力给定为 250 N/mm^2，所以在本案例中此判据满足。

3. 确定靠近吊耳眼的最小横截面处的法向应力 σ_{mem} 和弯曲应力 σ_{bend}，并判断结果的适应性　法向(或膜)应力由下式计算

$$\sigma_{mem} = F/(2wt)$$

式中 w 为靠近吊耳眼区域的宽度，等于 $0.5L - r_e$，L 为吊耳长度(在本案例中为 100mm)。

于是，再用 10970N 作为 F，

$$\sigma_{mem} = 10970/[2(0.5\times 100 - 20\times 6] = 30.5\ \text{N/mm}^2$$

弯曲应力用下式计算

$$\sigma_{bend} = 1.5[(r_e + 0.5w)/(w^2 t)][F]$$

$$= 1.5(20 + 0.5\times 30)/(30^2\times 6)\times 10970 = 106.7\text{N/mm}^2$$

对这二种应力可接受的极限值为

$$\sigma_{mem} \leqslant f$$

$$\sigma_{mem} + \sigma_{bend} \leqslant 1.5f$$

由问题描述知 $f = 166.7\ \text{N/mm}^2$。所以，对靠近吊耳眼的最小横截面计算应力是可接受的。

4. 计算线拉伸负荷和线力矩负荷　线拉伸负荷等于 P/L，式中 P 为对圆筒容器的拉力(9500N/2，即 4750N)和 L 为吊耳长度。于是 $P/L = 4750/100 = 47.5\text{N/mm}$。

线力矩负荷等于 $6M/L^2$；在本案例中为 $6\times 164500/100^2 = 98.7\ \text{N/mm}$。

5. 计算容器壁内的拉伸和力矩的应力强度并评价它们的适应性　对二项计算，公式为

$$\sigma = SCF[(RT)^{0.5}/T^2][\text{线负荷}]$$

SCF 的值取决于吊耳是纵向安装(如本案例中)还是圆周向安装，还取决于是拉伸负荷

或是力矩负荷。对纵向吊耳上的拉伸负荷，$SCF = 1.55(R/T)^{0.38}(L/R + 0.125)$

式中 R 是容器半径(在本案例中为 1400/2，即 700mm)。

于是，SCF(拉伸负荷,纵向吊耳) $= 1.55(700/6)^{0.38}[(100/700) + 0.125] = 2.53$

因此，σ(拉伸负荷,纵向吊耳) $= 2.53 \times [(700 \times 6)^{0.5}/6^2] \times 47.5 = 216\text{N/mm}^2$

对纵向吊耳上的力矩负荷，$SCF = 0.23(R/T)^{0.62}(L/R) = 0.23 \times (700/6)^{0.62} \times (100/700) = 0.628$

因此，σ(力矩负荷,纵向吊耳) $= 0.628 \times [(700 \times 6)^{0.5}/6^2] \times 98.7 = 112\ \text{N/mm}^2$

注意这二个 SCF 方程仅在如下范围内适用：$40 < (R/T) < 250$ 和 $0.04 < (L/R) < 0.6$，且仅适用于圆筒形壳体。

局部负荷应力可接受的极限是

$$\sigma_{\text{拉伸}} + \sigma_{\text{力矩}} \leqslant 2f$$

在本案例中，$212 + 112 < 2 \times 166.7$，所以对局部负荷应力吊耳是可接受的。

总而言之，吊耳满足本问题开始所述的全部三个判据，于是，它们是可接受的。

相关计算 如果假定泊松应力等于其典型值 0.30，计算赫兹接触应力的表达式可简化为

$$0.418\sqrt{\frac{E(F/t)}{r_e r_s/(r_e - r_s)}}$$

对圆周方向(不是纵向)吊耳的拉伸负荷和力矩负荷，SCF 方程(在步骤 5 所示的有效范围内)分别为

$$SCF\text{(拉伸负荷,圆周向吊耳)} = 1.50(R/T)^{0.38}(L/R + 0.3)$$

$$SCF\text{(力矩负荷,圆周向吊耳)} = 0.18(R/T)^{0.74}(L/R)$$

本案例经允许取自 *Chemical Engineering*，June 1996，pp.120ff.